



TUGAS AKHIR - TF 141581

**OPTIMASI EKONOMI DAN KOMPOSISI PRODUK  
PADA *DEBUTANIZER* MENGGUNAKAN  
*ECONOMIC MODEL PREDICTIVE CONTROL*  
(*EMPC*)**

Zakia Puspa Ramdhani  
NRP. 2412 100 052

Dosen Pembimbing  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D

JURUSAN TEKNIK FISIKA  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016



**FINAL PROJECT- TF 141581**

***ECONOMIC AND COMPOSITION OPTMIZATION  
IN DEBUTANIZER USING ECONOMIC MODEL  
PREDICTIVE CONTROL (EMPC)***

Zakia Puspa Ramdhani  
NRP. 2412 100 052

*Supervisor*  
Totok Ruki Biyanto, Ph.D

*DEPARTMENT OF ENGINEERING PHYSICS  
Fakulty of Industrial Technology  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember  
Surabaya 2016*

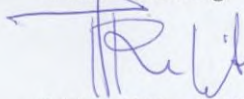
**LEMBAR PENGESAHAN**  
**OPTIMASI EKONOMI DAN KOMPOSISI PRODUK PADA**  
**DEBUTANIZER MENGGUNAKAN *ECONOMIC MODEL***  
***PREDICTIVE CONTROL (EMPC)***

**TUGAS AKHIR**

Oleh :  
**Zakia Puspa Ramdhani**  
NRP : 2412 100 052

Surabaya, 7 Juli 2016  
Mengetahui

Dosen Pembimbing



**Totok Ruki Bivanto, Ph.D**  
NIP. 19710702 199802 1 001

Menyetujui,  
Ketua Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS



  
**Agus Muhammad Hatta, ST, Msi, Ph.D**  
NIPN: 19780902 200312 1 002

**OPTIMASI EKONOMI DAN KOMPOSISI PRODUK PADA  
DEBUTANIZER MENGGUNAKAN *ECONOMIC MODEL*  
*PREDICTIVE CONTROL (EMPC)***





**TUGAS AKHIR**

Diajukan untuk memenuhi Salah Satu Syarat  
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Fisika  
pada  
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi  
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika  
Fakultas Teknologi Industri  
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh :

**ZAKIA PUSPA RAMDHANI**  
**NRP. 2412 100 052**

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :

1. Totok Ruki Biyanto, Ph.D ..... (Pembimbing I)
2. Ir. Ya'umar, M.T ..... (Penguji I)
3. Prof. Dr. Ir. Aulia Siti Aisjah, M.T ..... (Penguji II)
4. Andi Rahmadiansah, S.T, M.T ..... (Penguji III)

**SURABAYA**

**JULI 2016**

# **OPTIMASI EKONOMI DAN KOMPOSISI PRODUK PADA DEBUTANIZER MENGGUNAKAN *ECONOMIC MODEL PREDICTIVE CONTROL (EMPC)***

**Nama Mahasiswa** : Zakia Puspa Ramdhani  
**NRP** : 2412100052  
**Jurusan** : Teknik Fisika FTI-ITS  
**Dosen Pembimbing** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D

## **Abstrak**

*Debutanizer* merupakan kolom distilasi yang digunakan pada unit fraksinasi LPG untuk mendapatkan *butane* dan senyawa *naptha*. Kolom distilasi mengkonsumsi sejumlah energi yang besar yang digunakan sebagai pendinginan dan pemanasan pada kolom distilasi. Kebutuhan energi sebesar itu menyebabkan biaya produksi yang digunakan pada kolom distilasi besar. *Economic Model Predictive Control (EMPC)* diperlukan untuk mengintegrasikan pengendalian proses dan optimasi biaya pada proses atau ekonomi. EMPC adalah penggabungan fungsi objektif MPC secara umum yaitu meminimalkan *error* komposisi dan energi dengan mempertimbangkan harga material yang digunakan pada kolom distilasi. Harga material yang digunakan meliputi harga umpan, harga energi, dan harga produk. EMPC berhasil mengoptimasi komposisi sesuai dengan nilai yang ditentukan yaitu 0,4639 untuk komposisi  $X_D$  dan 0,001 untuk komposisi  $X_B$ . Saat laju aliran umpan naik, energi yang digunakan sebesar 3.506.729,12 kJ/h dan mampu menghemat biaya operasional sebesar 0,37 USD/h sedangkan saat laju aliran umpan turun energi yang digunakan sebesar 2.904.299,34 kJ/h dan mampu menghemat biaya operasional sebesar 0,78 USD/h.

**Kata Kunci** : *Debutanizer*, Kolom Distilasi, *EMPC*, Optimasi, Komposisi, Ekonomi

## ***ECONOMIC AND COMPOSITION OPTIMIZATION IN DEBUTANIZER USING ECONOMIC MODEL PREDICTIVE CONTROL (EMPC)***

***Name*** : Zakia Puspa Ramdhani  
***NRP*** : 2412100052  
***Department*** : Department of Engineering Physics  
***Supervisor*** : Totok Ruki Biyanto, Ph.D

### ***Abstract***

*Debutanizer is a distillation column used on LPG fractionation unit to get butane and naphtha compound. Butane will be sold as LPG, while naphtha is used to add the octane rating in gasoline. The distillation column consumes large amounts of energy. 50% of the energy needs of the industry is used for cooling and heating in the distillation column. Amounts of energy needs that much causes the production costs used on a distillation column become high. Economic Model Predictive Control (EMPC) needs to integrate the control of process and optimization the costs of process or economic. EMPC is merging MPC objective function in general that minimize composition and energy error with consideration of the price of the material used in the distillation column. Prices of materials used include the price of feed, energy prices, and prices of products. EMPC managed to optimize the composition according to the specified values that are 0,4639 for the  $X_D$  composition and 0,001 for the  $X_B$  composition. When the flow rate is feed up, the energy used is 3,506,729.12 kJ / h and able to save on operating costs of 0,37 USD/h whereas when the flow rate is feed down, the energy used is 2,904,299.34 kJ / h and able to save on operating costs of 0,78 USD/h.*

***Keywords*** : Debutanizer, Distillation Column, EMPC, Optimization, Composition, Economic.

## KATA PENGANTAR

Puji syukur penulis kepada Allah SWT, karena rahmat dan hikmat-Nya sehingga penulis diberikan kesehatan, kemudahan dan kelancaran dalam menyusun laporan tugas akhir ini. Sehingga penulis mampu menyusun laporan tugas akhir yang berjudul:

**“OPTIMASI EKONOMI DAN KOMPOSISI PRODUK PADA DEBUTANIZER MENGGUNAKAN *ECONOMIC MODEL PREDICTIVE CONTROL (EMPC)*”**

Tugas akhir ini merupakan salah satu persyaratan akademik yang harus dipenuhi dalam program studi S-1 Teknik Fisika FTI-ITS. Penulis menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

1. Bapak Agus Muhammad Hatta, ST, Msi, Ph.D selaku ketua jurusan Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya.
2. Bapak Totok Ruki Biyanto, Ph.D selaku dosen pembimbing tugas akhir yang dengan sabar memotivasi dan membimbing penulis untuk menyelesaikan tugas akhir ini dan telah membimbing serta memotivasi penulis selama berkuliah di Jurusan Teknik Fisika FTI-ITS Surabaya.
3. Bapak Dr. Ir. Totok Soehartanto, DEA. selaku dosen wali dengan sabar memotivasi dan membimbing penulis selama kuliah di Teknik Fisika.
4. Mas Nanda yang telah membantu dan menyediakan data yang diperlukan dalam penyelesaian Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari bahwa mungkin masih ada kekurangan dalam laporan ini, sehingga kritik dan saran penulis terima. Semoga laporan ini dapat berguna dan bermanfaat bagi penulis dan pihak yang membacanya.

Surabaya, 11 Juni 2016

Penulis

## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN JUDUL</b> .....	i
<b>LEMBAR PENGESAHAN</b> .....	iii
<b>ABSTRAK</b> .....	v
<b>ABSTRACT</b> .....	vi
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	vii
<b>DAFTAR ISI</b> .....	viii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	x
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xii

<b>BAB I PENDAHULUAN</b> .....	1
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Rumusan Masalah .....	3
1.3 Tujuan.....	3
1.4 Batasan Masalah.....	3
1.5 Sistematika Laporan .....	3

<b>BAB II DASAR TEORI</b> .....	5
2.1 <i>Debutanizer</i> .....	5
2.2 Model Matematis Kolom Distilasi .....	6
2.3 <i>First Orde Plus Dead Time</i> (FOPDT).....	12
2.4 Pemodelan <i>State Space</i> .....	14
2.5 <i>Model Predictive Control</i> (MPC).....	16
2.6 <i>EconomicModel Predictive Control</i> (EMPC) .....	21
2.7 Lapisan Kontrol <i>Supervisory</i> .....	22
2.8 Analisa Performansi Pengendalian.....	23

<b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN</b>	
3.1 Pengambilan Data dan Simulasi Proses <i>Debutanizer</i> .....	26
3.2 Pemodelan Matematis <i>Debutanizer</i> .....	30
3.3 Validasi Pemodelan.....	50
3.4 Perancangan EMPC .....	55
3.5 Pengujian Performansi Sistem dan Analisa .....	56



<b>BAB IV ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN .....</b>	<b>59</b>
4.1 Uji Perubahan Setpoint Variabel Manipulasi .....	59
4.2 Uji Disturbance .....	62
<b>BAB V KESIMPULAN DAN SARAN .....</b>	<b>71</b>
5.1 Kesimpulan.....	71
5.2 Saran.....	71
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>73</b>
<b>LAMPIRAN</b>	
<b>BIODATA PENULIS</b>	

## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Skema proses kolom distilasi .....	5
Gambar 2. 2 Keseimbangan massa pada <i>condensor</i> dan <i>reflux</i> drum.....	8
Gambar 2. 3 Keseimbangan massa pada setiap <i>tray</i> .....	9
Gambar 2. 4 Keseimbangan massa pada <i>tray</i> umpan.....	10
Gambar 2. 5 Keseimbangan pada <i>reboiler</i> dan <i>base</i> kolom.....	11
Gambar 2. 6 Respon ketika diberikan <i>inputsinyal</i> step . .....	13
Gambar 2. 7 Diagram blok MPC .....	17
Gambar 2. 8 Konsep Dasar MPC .....	17
Gambar 2. 9 Skema Lapisan Kontrol <i>Supervisory</i> .....	23
Gambar 2. 10 Analisa karakteristik performansi sistem.....	23
Gambar 3. 1 Diagram alir metodologipenelitian.....	25
Gambar 3. 2 <i>Debutanizer</i> pada kondisi <i>steady state</i> .....	27
Gambar 3. 3 <i>Debutanizer</i> dengan struktur pengendali <i>direct</i> .....	29
Gambar 3. 4 Validasi Model Komposisi $X_D$ Terhadap Perubahan <u>Input Laju Aliran Reflux .....</u>	<u>52</u>
Gambar 3. 5 Validasi Model Komposisi $X_B$ Terhadap Perubahan <u>Input Laju Aliran Reflux .....</u>	<u>52</u>
Gambar 3. 6 Validasi Model Komposisi $X_D$ Terhadap Perubahan <u>Input Laju Aliran Panas Reboiler.....</u>	<u>53</u>
Gambar 3. 7 Validasi Model Komposisi $X_B$ Terhadap Perubahan <u>Input Laju Aliran Panas Reboiler.....</u>	<u>53</u>
Gambar 3. 8 Validasi Model Komposisi $X_D$ Terhadap Perubahan <u>Input Laju Aliran Umpan.....</u>	<u>54</u>
Gambar 3. 9 Validasi Model Komposisi $X_B$ Terhadap Perubahan <u>Input Laju Aliran Umpan.....</u>	<u>54</u>
Gambar 4. 1 Uji Perubahan Kenaikan <i>Reflux</i> .....	59
Gambar 4. 2 Uji Perubahan Kenaikan Energi <i>Reboiler</i> .....	60
Gambar 4. 3 Uji Perubahan Penurunan <i>Reflux</i> .....	60
Gambar 4. 4 Uji Perubahan Penurunan Energi <i>Reboiler</i> .....	61
Gambar 4. 5 Respon Komposisi $X_D$ Hasil Uji Kenaikan <u>Disturbance Dengan Pendendali PI.....</u>	<u>62</u>

Gambar 4. 6 Respon Komposisi $X_D$ Hasil Uji Kenaikan Disturbance dengan EMPC .....	63
Gambar 4. 7 Respon Komposisi $X_B$ Hasil Uji Kenaikan Disturbance Dengan Pengendali PI.....	63
Gambar 4. 8 Respon Komposisi $X_B$ Hasil Uji Kenaikan Disturbance dengan EMPC .....	64
Gambar 4. 9 Respon Komposisi $X_D$ Hasil Uji Penurunan Disturbance Dengan Pengendali PI.....	65
Gambar 4. 10 Respon Komposisi $X_D$ Hasil Uji Penurunan Disturbance dengan EMPC .....	66
Gambar 4. 11 Respon Komposisi $X_B$ Hasil Uji Penurunan Disturbance Dengan Pengendali PI.....	66
Gambar 4. 12 Respon Komposisi $X_B$ Hasil Uji Penurunan Disturbance dengan EMPC .....	67

## DAFTAR TABEL

Tabel 3. 1 Data Properties <i>Debutanizer</i> .....	26
Tabel 3. 2 Spesifikasi Unit Kolom Distilasi <i>Debutanizer</i> .....	28
Tabel 3. 3 Konfigurasi Pasangan Pengendali Proses <i>Debutanize</i> .....	29
Tabel 3. 4 Hasil Validasi pada Aliran Produk Distilat .....	50
Tabel 3. 5 Hasil Validasi pada Aliran <i>Bottom</i> .....	51
Tabel 3. 6 Nilai RMSE Untuk Setiap Fungsi Transfer .....	51
Tabel 3. 7 Harga pada setiap variabel .....	56
Tabel 4. 1 Parameter Perubahan pada Variabel Manipulasi .....	61
Tabel 4. 2 Parameter Hasil Uji Kenaikan <i>Disturbance</i> .....	64
Tabel 4. 3 Parameter Hasil Uji Penurunan <i>Disturbance</i> .....	67
Tabel 4. 4 Tabel Perbandingan Energi .....	68

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 LatarBelakang

*Debutanizer* merupakan kolom distilasi yang digunakan pada unit fraksinasi LPG untuk mendapatkan *butane* dan senyawa *naptha*. *Butane* akan dijual sebagai LPG sedangkan *naptha* digunakan untuk menambahkan nilai oktan pada bensin (Det, 2011). Proses pemisahan yang terjadi di kolom distilasi didasarkan pada titik didih (Perdana, 2010). Pemisahan yang berlangsung didalam kolom distilasi disebabkan panas yang ditambahkan ke *reboiler* menyebabkan aliran uap yang diproduksi di *reboiler* naik melalui kolom dan mengalami kontak dengan aliran cairan dari umpan dan kondensor yang mengalir ke bawah kolom.

Kolom distilasi mengkonsumsi sejumlah energi yang besar. 50% kebutuhan energi industri digunakan sebagai pendinginan dan pemanasan pada kolom distilasi. Dengan kebutuhan energi sebesar itu, menyebabkan biaya produksi yang digunakan pada kolom distilasibesar. Selain itu perubahan laju aliran umpan yang terjadi pada kolom distilasi juga dapat mengganggu kualitas atau komposisi produk yang merupakan prioritas utama yang harus dicapai dan dipertahankan melalui pengendali proses (Biyanto, 2008).

Kolom distilasi merupakan sistem dengan kompleksitas yang tinggi karena merupakan salah satu sistem yang *nonlinear*, interaksi *multivariabel*, dan tingkat gangguan yang sangat besar (Kanthasamy, 2009).Di industri, sebagian besar kolom distilasi dioperasikan oleh pengendali *single input-single output* (SISO) yang hanya bisa satu komposisi yang dikontrol secara otomatis. Penggunaan PID sebagai pengendali SISO tidak mampu memenuhi semua kebutuhan ketika proses memiliki dinamika kompleks seperti *nonlinier* dan *multivariable* dalam meningkatkan performansi sistem untuk mendapatkan kemurnian suatu produk (Biyanto, 2007). Selain itu, pengendali *proportional-integral-derivative* (PID) tidak mampu menampilkan performansi yang baik

untuk beberapa proses yang memiliki banyak *disturbance* (Adi, 2012).

Perkembangan industri proses di dunia berkembang dengan pesat sehingga menuntut sebuah industri untuk meningkatkan daya saing di pasar global. Sebagian besar parameter keberhasilan suatu industri proses mengacu pada kualitas dan ekonomi. Ekonomi tersebut meliputi harga operasional serta harga perawatan mesin. Sehingga perlu ada sebuah integrasi antara pengendalian proses dan optimasi biaya proses untuk mendapatkan kualitas dan profit yang optimal.

*Economic Model Predictive Control* (EMPC) adalah salah satu jenis *model predictive control* (MPC) yang menggabungkan fungsi objektif MPC secara umum dengan mempertimbangkan fungsi objektif ekonomi (Ellis, 2014). MPC merupakan kelas dari algoritma *multivariable* yang menggunakan model proses untuk memprediksi tingkah laku masa depan dari sebuah proses dan menemukan kontrol yang dibutuhkan untuk mengatur *output* prediksi sedekat mungkin dengan nilai yang diinginkan (Boum, 2013) serta digunakan untuk masalah pengendalian *multi input-multi output* (MIMO) dimana terjadi interaksi yang signifikan antar variabel. Menurut (Rawlings, 2012) EMPC pada sistem *loop* tertutup mampu menstabilkan sistem dan mengoptimalkan fungsi biaya sampai batas maksimum dengan menggabungkan optimasi ekonomi dan MPC ke dalam satu algoritma yang sama.

Oleh karena itu, EMPC diterapkan pada kolom *debutanizer* untuk mengatasi sistem dengan *multi input-multi output* (MIMO) dimana terjadi interaksi yang signifikan antar variabel seperti pada kolom distilasi serta dapat mempertahankan komposisi produk yang merupakan komponen utama dalam kolom distilasi. disamping itu EMPC diterapkan untuk dapat meningkatkan profit perusahaan.

## 1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang sebelumnya, maka permasalahan yang dapat diambil yaitu:

1. Bagaimana merancang EMPC yang diterapkan pada *debutanizer*?
2. Bagaimana dampak penerapan EMPC pada *debutanizer* terhadap komposisi produk serta ekonomi?

## 1.3 Tujuan

Berdasarkan rumusan masalah, maka tujuan yang dapat diambil yaitu:

1. Merancang dan menerapkan EMPC pada *debutanizer*
2. Menganalisa dampak penerapan EMPC pada *debutanizer* terhadap komposisi produk serta ekonomi

## 1.4 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah dalam penelitian ini antara lain:

1. Proses dimodelkan menggunakan pendekatan FOPDT dengan asumsi tidak terdapat *Dead time*.
2. Optimasi yang dilakukan adalah ekonomi dan komposisi produk pada nilai tertentu.
3. Struktur pengendali yang digunakan untuk mengendalikan komposisi adalah pengendali *direct* dengan konfigurasi L-V
4. Variabel pengganggu adalah laju aliran umpan (F) sedangkan komposisi umpan ( $X_f$ ) diasumsikan konstan.

## 1.5 Sistematika Laporan

Secara sistematis, laporan tugas akhir ini tersusun dalam lima bab dengan penjelasan sebagai berikut :

### BAB I Pendahuluan

Bab ini berisi latar belakang, rumusan masalah, tujuan, lingkup kerja, dan sistematika laporan dari tugas akhir.

### BAB II Dasar Teori

Bab ini berisi tentang teori-teori yang mendasari penelitian. Teori – teori tersebut diantaranya meliputi proses kolom distilasi *debutanizer*, pemodelan sistem FOPDT, dan EMPC

### **BAB III Metodologi Penelitian**

Pada bab ini dijelaskan tentang langkah-langkah dan tahapan penelitian dimulai dari pemodelan sistem kolom distilasi menggunakan FOPDT, merancang optimasi EMPC.

### **BAB IV Analisis Data dan Pembahasan**

Bab ini menunjukkan data beserta analisis dan pembahasan yang telah diperoleh selama pengerjaan penelitian.

### **BAB V Kesimpulan dan Saran**

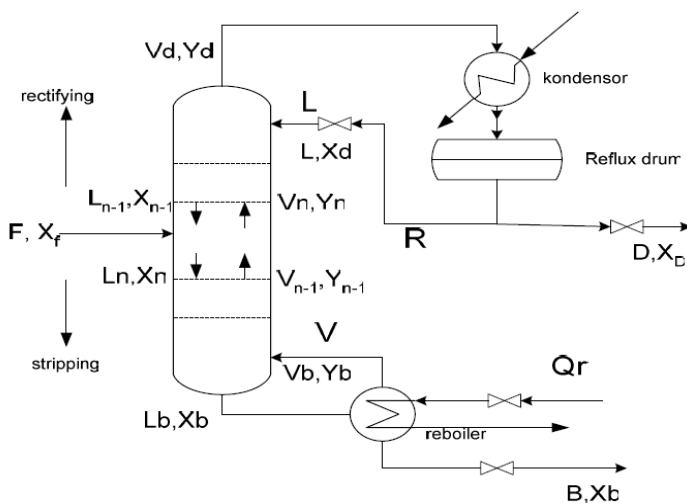
Bab ini memaparkan kesimpulan dan saran terkait dengan tugas akhir yang telah dilaksanakan.



## BAB II DASAR TEORI

### 2.1 Debutanizer

Pada proses fraksinasi terdapat tiga kolom distilasi yaitu *deetanizer*, *depropanizer*, dan *debutanizer* yang digunakan untuk memisahkan fraksi *ethane*, *propane*, dan *butane*. *Debutanizer* merupakan kolom distilasi yang digunakan pada unit fraksinasi LPG untuk mendapatkan *butane* sebagai produk atas yang akan dijual sebagai LPG dan produk bawah yang merupakan senyawa *naptha* digunakan untuk menambahkan nilai oktan pada bensin. Proses memisahkan komponen-komponen *hydrocarbon* berat yang terkandung di dalam umpan dipisahkan berdasarkan titik didih dari masing-masing komponen (Det & Far, 2011).



**Gambar 2. 1** Skema proses kolom distilasi (Biyanto, 2008)

Umpan yang masuk ke unit *debutanizer* merupakan produk bawah dari *depropanizer*. Umpan yang memiliki fraksi yang lebih ringan (*butane*) akan mengalir ke atas karena memiliki volatilitas yang lebih rendah dibandingkan dengan produk bawah dari *debutanizer*

yaitu  $C_{5+}$  yang memiliki volatilitas lebih tinggi. Gas yang mengalir keluar *top stage debutanizer* masuk ke dalam *condenser* untuk didinginkan sehingga berubah fasa menjadi *liquid*. *Liquid* yang terkondensasi disimpan pada sebuah *vessel* yang dikenal sebagai *reflux drum*. Sebagian dari *liquid* ini ada yang diumpan balikkan ke bagian atas kolom dan ada pula yang dikeluarkan sebagai produk. *Liquid* yang diumpan balikkan disebut sebagai *reflux*. Sistem *reflux* dibutuhkan untuk mempertahankan kualitas distilat produk dengan mengubah kembali *liquid* menjadi *vapour*. Sedangkan umpan yang memiliki fraksi lebih berat (*naphta*) akan mengalir ke bagian bawah kolom yang selanjutnya dikumpulkan pada *reboiler*. Panas ditambahkan pada *reboiler* digunakan untuk menguapkan kembali *butane* yang tidak teruapkan. *vapour* yang dihasilkan *reboiler* diumpankan kembali ke bagian bawah kolom. Sedangkan *liquid* yang dikeluarkan *reboiler* berupa *naphta* disebut sebagai produk bawah

Kolom distilasi *debutanizer* terdiri beberapa komponen utama yaitu:

- a. *Shell*, atau kolom merupakan tempat terjadinya pemisahan komponen. Kolom tersusun atas banyak *tray* sebagai tempat terjadinya kontak antara *vapour* dan *liquid*.
- b. *Reboiler*, merupakan tempat penguapan cairan yang keluar dari bagian bawah kolom. Uap yang terbentuk akan dikembalikan lagi ke dalam kolom.
- c. *Condensor*, merupakan tempat untuk mendinginkan atau mengkondensasi uap yang meninggalkan bagian atas kolom distilasi
- d. *Reflux Drum*, untuk menampung uap yang terkondensasi dari kolom bagian atas sehingga cairan (*reflux*) dapat diumpanbalikkan ke kolom.

## 2.2 Model Matematis Kolom Distilasi

Model matematika *debutanizer* dituliskan pada persamaan kesetimbangan massa, massa komponen, dan energi kolom distilasi

secara umum. Model fisis dari suatu proses harus dapat menggambarkan karakteristik dinamis sistem tersebut secara memadai. Model matematis diturunkan dari model fisis sistem. Model matematis kolom distilasi pada keadaan *steady state* dapat dituliskan sebagai berikut:

Neraca massa :

$$F = D + B \quad (2.1)$$

Neraca massa komponen :

$$F.X_f = D.X_D + B.X_B \quad (2.2)$$

Neraca energi :

$$F.h_f - D.h_D - B.h_B + Qr - Qc = 0 \quad (2.3)$$

Dimana:

$F$  : Laju aliran umpan (kg/s)

$D$  : Laju aliran distilat (kg/s)

$B$  : Laju aliran *bottom* (kg/s)

$X_D$  : Komposisi pada distilat (Mole)

$X_f$  : Komposisi pada umpan (Mole)

$X_B$  : Komposisi pada *bottom* (Mole)

$h_f$  : Entalpi cairan pada umpan (Joule/kg)

$h_D$  : Entalpi cairan pada distilat (Joule/kg)

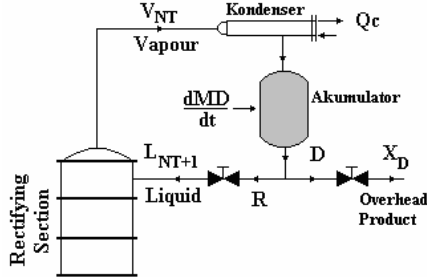
$h_B$  : Entalpi cairan pada *bottom* (Joule/kg)

$Qr$  : Kalor yang diberikan oleh *reboiler* (Joule/kg)

$Qc$  : Kalor yang diberikan oleh *condensor* (Joule/kg)

Sedangkan pada kondisi dinamik, kesetimbangan kolom distilasi dapat dinyatakan dalam persamaan *rigorous* sebagai berikut (Biyanto, 2008):

- a. Kesetimbangan massa pada *condensor* dan *reflux drum*.



**Gambar 2. 2** Kesetimbangan massa pada *condensor* dan *reflux drum*

Neraca massa total:

$$\frac{dM_D}{dt} = V_{NT} - L_{NT+1} - D \quad (2.4)$$

Neraca massa komponen:

$$\frac{dM_D X_D}{dt} = V_{NT} y_{NT} - (L_{NT+1} + D) X_D \quad (2.5)$$

Neraca energi:

$$\frac{dM_D h_D}{dt} = V_{NT} H_{NT} - L_{NT+1} h_{NT+1} - D h_D - Q_c \quad (2.6)$$

Dimana,

$M_D$  : total massa yang tertahan

$L_{NT+1}$  : Laju aliran massa cairan *refluks* (kg/s)

$V_{NT}$  : Laju aliran massa uap (kg/s)

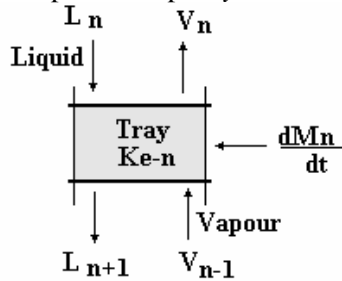
$y_{NT}$  : Konsentrasi uap pada *tray* NT (Mole)

$h_D$  : Entalpi cairan distilat (Joule/kg)

$H_{NT}$  : Entalpi uap pada *tray* NT (Joule/kg)

$h_{NT+1}$  : Entalpi cairan pada *tray* NT+1 (Joule/kg)

b. Kestimbangan massa pada setiap *tray*



**Gambar 2. 3** Kestimbangan massa pada setiap *tray*

Neraca massa total:

$$\frac{dM_N}{dt} = L_{n+1} - L_n + V_{n-1} - V_n \quad (2.7)$$

Neraca massa komponen:

$$\frac{dM_n X_n}{dt} = L_{n+1} X_{n+1} - L_n X_n + V_{n-1} y_{n-1} - V_n y_n \quad (2.8)$$

Neraca energi:

$$\frac{dM_N h_n}{dt} = V_{n+1} h_{n+1} - L_n h_n + V_{n-1} H_{n-1} - V_n H_n \quad (2.9)$$

Dimana:

$M_n$  : total massa yang tertahan pada *tray* n

$L_n$  : Laju aliran massa cairan yang turun dari *tray* n (kg/s)

$V_n$  : Laju aliran massa uap yang naik dari *tray* n (kg/s)

10

$L_{n+1}$  : Laju aliran massa cairan yang turun dari *tray* n+1 (kg/s)

$V_{n-1}$  : Laju aliran massa uap yang naik dari *tray* n-1 (kg/s)

$X_n$  : Komposisi pada komponen ringan pada *tray* n  
(Mole)

$X_{n+1}$  : Komposisi cairan pada *tray* n+1 (Mole)

$y_n$  : Komposisi uap pada *tray* n (Mole)

$y_{n-1}$  : Komposisi uap pada *tray* n-1 (Mole)

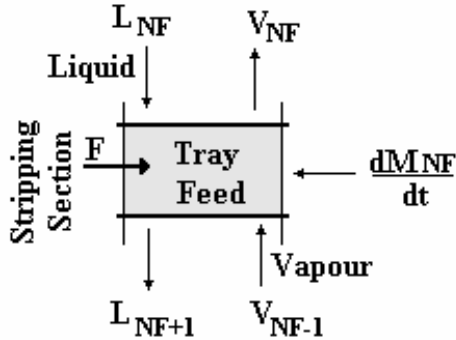
$h_n$  : Entalpi cairan pada *tray* n (Joule/kg)

$h_{n+1}$  : Entalpi cairan pada *tray* n+1 (Joule/kg)

$H_n$  : Entalpi uap pada *tray* n (Joule/kg)

$H_{n-1}$  : Entalpi uap pada *tray* n-1 (Joule/kg)

c. Kestimbangan massa pada *tray* umpan



**Gambar 2. 4** Kestimbangan massa pada *tray* umpan

Neraca massa total:

$$\frac{dM_{NF}}{dt} = L_{NF+1} - L_{NF} + F + V_{NF-1} - V_{NF} \quad (2.10)$$

Neraca massa komponen:

$$\frac{dM_{NF} X_{NF}}{dt} = L_{NF+1} X_{NF+1} - L_{NF} X_{NF} + V_{NF-1} y_{NF-1} - V_{NF} y_{NF} + F X_{NF} \quad (2.11)$$

Neraca energi::

$$\frac{dM_{NF} h_{NF}}{dt} = L_{NF+1} h_{NF+1} - L_{NF} h_{NF} + V_{NF-1} H_{NF-1} - V_{NF} H_{NF} + F h_F \quad (2.12)$$

$M_{NF}$  : total massa yang tertahan pada *tray* umpan

$F$  : Laju aliran massa cairan umpan masuk (kg/s)

$V_{NF-1}$  : Laju aliran massa uap yang naik dari *tray* NF-1 (kg/s)

$L_{NF+1}$  : Laju aliran massa cairan yang turun dari *tray* NF+1 (kg/s)

$L_{NF}$  : Laju aliran massa cairan yang turun dari *tray* NF (kg/s)

$V_{NF}$  : Laju aliran massa uap yang naik dari *tray* NF (kg/s)

$X_{NF}$  : Konsentrasi cairan umpan masuk (Mole)

$X_{NF+1}$  : Konsentrasi cairan pada *tray* NF+1 (Mole)

$y_{NF}$  : Konsentrasi uap pada *tray* NF (Mole)

$y_{NF-1}$  : Konsentrasi uap pada *tray* NF-1 (Mole)

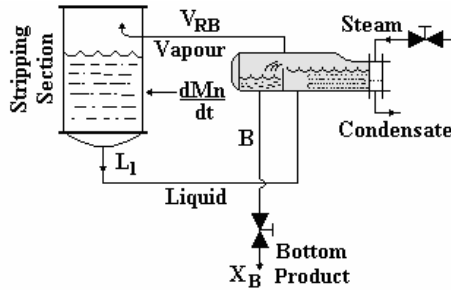
$h_{NF}$  : Entalpi cairan umpan masuk (Joule/kg)

$h_{NF+1}$  : Entalpi cairan pada *tray* NF+1 (Joule/kg)

$H_{NF}$  : Entalpi uap pada *tray* NF (Joule/kg)

$H_{NF-1}$  : Entalpi uap pada *tray* NF-1 (Joule/kg)

d. Kestimbangan pada *reboiler* dan *base* kolom



**Gambar 2. 5** Kesetimbangan pada *reboiler* dan *base* kolom

Neraca massa total:

$$\frac{dM_b}{dt} = L_1 - V_{RB} - B \quad (2.13)$$

Neraca massa komponen:

$$\frac{dM_B X_B}{dt} = L_1 X_1 - V_{RB} y_B - B X_B \quad (2.14)$$

Neraca energi:

$$\frac{dM_B h_B}{dt} = L_1 h_1 - V_{RB} H_B - B h_B + Q_r \quad (2.15)$$

dimana,

$M_B$  : total massa yang tertahan pada reboiler

$L_1$  : Laju aliran massa cairan yang turun dari *tray* paling bawah (kg/s)

$V_{RB}$  : Laju aliran massa uap yang naik dari reboiler (kg/s)

$X_1$  : Komposisi cairan pada *tray* paling bawah (Mole)

$y_B$  : Komposisi uap bagian bawah (Mole)

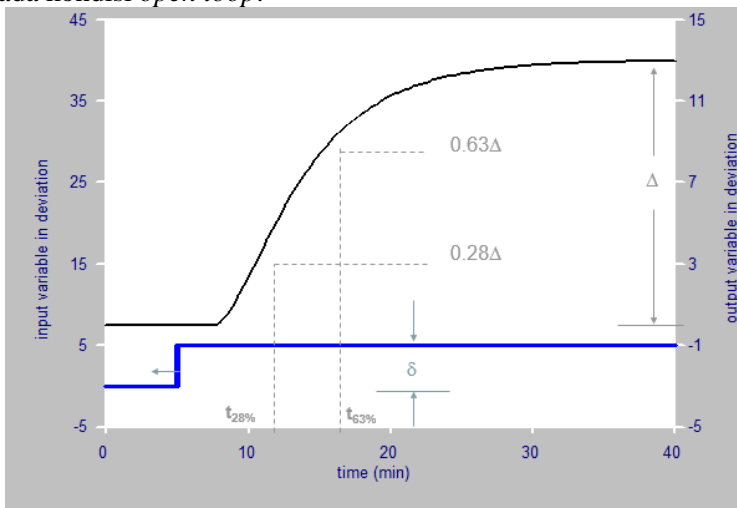


$h_1$  : Entalpi cairan pada *tray* paling bawah (Joule/kg)

$H_B$  : Entalpi uap bagian bawah (Joule/kg)

### 2.3 First Orde Plus Dead Time (FOPDT)

Pengembangan pemodelan empirik merupakan alternatif ketika pendekatan secara *white box* dan *black box* model tidak dapat dilakukan karena kompleksitas dari model itu sendiri. Banyak proses secara umum dapat didiskripsikan sebagai persamaan orde satu. Model tersebut dikembangkan dengan memberikan hubungan dinamis antara variabel *input* dan variabel *output*. Untuk menentukan sebuah model empirik yang *linear* dari sebuah proses adalah dengan mencari parameter seperti (*time constant* dan *gain*) yang dapat ditentukan dengan *step respon* data pada kondisi *open loop*.



**Gambar 2. 6** Respon ketika diberikan *input* sinyal step (Marlin, 2000).

Dengan memberikan masukan *step* pada proses dan mencatat variabel *output* sebagai fungsi waktu, maka dapat dibuat kurva

reaksi proses yang menghubungkan antara waktu dengan variabel *output*. Adapun langkah dalam pembuatan kurva reaksi proses adalah sebagai berikut:

- Mengkondisikan proses untuk mencapai kondisi *steady*
- Memberikan perubahan *step* pada variabel *input*
- Merekam respon *input* dan *output* sampai proses mencapai keadaan *steady* kembali
- Menjalankan perhitungan dengan metode kurva reaksi proses

Bentuk persamaan pendekatan FOPDT dapat dituliskan sebagai berikut:

$$G(s) = \frac{Kp}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad (2.16)$$

$$Kp = \frac{\Delta}{\delta} \quad (2.17)$$

$$\tau = 1.5(t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (2.18)$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (2.19)$$

Nilai yang di plot dalam grafik dapat berhubungan dengan parameter model berdasarkan pada persamaan sebagai berikut. Model umum untuk *input step* dengan  $t \geq 0$  adalah :

$$Y'(t) = Kp.\delta(1 - e^{-\frac{(t-\theta)}{\tau}}) \quad (2.20)$$

dimana :

$Kp$  : gain *steady state*

$Y'(t)$  : fungsi alih dalam domain waktu

$\Delta$  : perubahan *steady state* pada variabel proses

$\delta$  : perubahan *step* pada masukan

$t_{28\%}$  : nilai variabel proses ketika mencapai 28% dari nilai

	akhir
$t_{63\%}$	: nilai variabel proses ketika mencapai 63% dari nilai akhir
$\tau$	: <i>time constant</i>
$\theta$	: <i>Dead time</i>

## 2.4 Pemodelan *State Space*

Pada sebuah sistem dinamik yang modern sering sekali mengacu pada sebuah sistem dengan kompleksitas yang tinggi. Sebuah sistem yang kompleks identik dengan sistem *multi input multi output* (MIMO). Pendekatan yang dapat diterapkan untuk sistem tersebut adalah *state space*. Terdapat tiga jenis variabel yang digunakan dalam analisis *state space* yaitu variabel *input*, variabel *output*, dan variabel *state*. Persamaan *state space* dapat dituliskan ke dalam bentuk:

$$\begin{aligned}\dot{x} &= Ax + Bu \\ y &= Cx + Du\end{aligned}\tag{2.21}$$

Matriks A,B,C,dan D secara berturut-turut adalah matriks *state*, matriks *input*, matriks *output*, dan matriks transmisi langsung. Dengan vektor  $x,u$ , dan  $y$  adalah vektor *state*, vektor *input*, dan vektor *output*.

### 2.4.1 Fungsi Transfer ke *State Space*

Hubungan *input-output* sistem biasa dinyatakan ke dalam bentuk fungsi transfer. Bentuk fungsi transfer memperlihatkan relasi antara *input-ouput* sistem dengan mengabaikan dinamika sistem. Sebuah sistem MIMO akan lebih mudah dituliskan dengan menggunakan *state space*. Korelasi antara fungsi transfer dengan *state space* untuk sistem orde satu dapat dituliskan ke dalam persamaan sebagai berikut:

Dengan sebuah sistem orde satu

$$a_1 \dot{y} + a_2 y = b_0 u\tag{2.22}$$

Variabel *state* didefinisikan :

$$\begin{aligned} x_1 &= y \\ \dot{x}_1 &= \dot{y} = \frac{-a_2}{a_1} y + \frac{b_0}{a_1} u \end{aligned} \quad (2.23)$$

Persamaan diatas dapat dituliskan ke dalam bentuk matriks menjadi

$$\begin{aligned} [\dot{x}_1] &= \left[ \frac{-a_2}{a_1} \right] [x_1] + \left[ \frac{b_0}{a_1} \right] u \\ y &= [x_1] \end{aligned} \quad (2.24)$$

Sehingga pendekatan *state space* untuk sistem orde satu dengan A,B,C, dan D sebagai berikut

$$A = \left[ \frac{-a_2}{a_1} \right], \quad B = \left[ \frac{b_0}{a_1} \right], \quad C = [1], \quad D = [0] \quad (2.25)$$

#### 2.4.2 *State Space Continous ke State Space Diskrit*

Banyak sistem industri modern adalah sistem diskrit karena dilengkapi dengan komputer atau beberapa elemen yang *input* dan/atau *output* sistem dalam bentuk diskrit. Diskritisasi diperkenalkan untuk menyederhanakan analisis sistem dinamis dalam bentuk *continous*. Diskritisasi *state space continous* dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\begin{aligned} \text{Dengan persamaan } &state\ space\ continous \\ \dot{x} &= Ax + Bu \end{aligned} \quad (2.26)$$

Dapat dibentuk ke dalam bentuk diskrit dengan T merupakan *sampling period*

$$x((k+1)T) = G(T)x(kT) + H(T)u(kT) \quad (2.27)$$

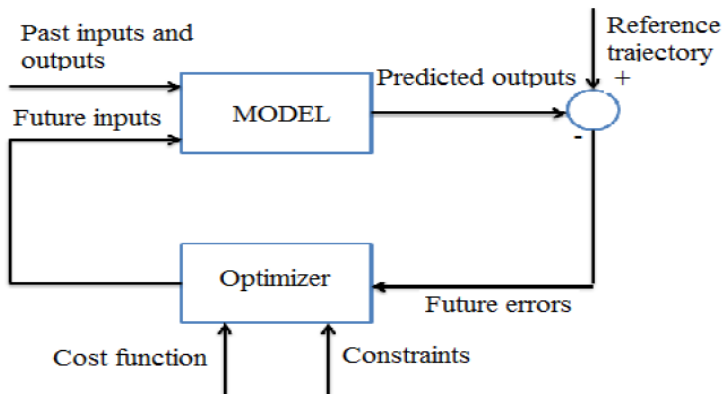
Dimana

$$G(T) = e^{AT} \quad (2.28)$$

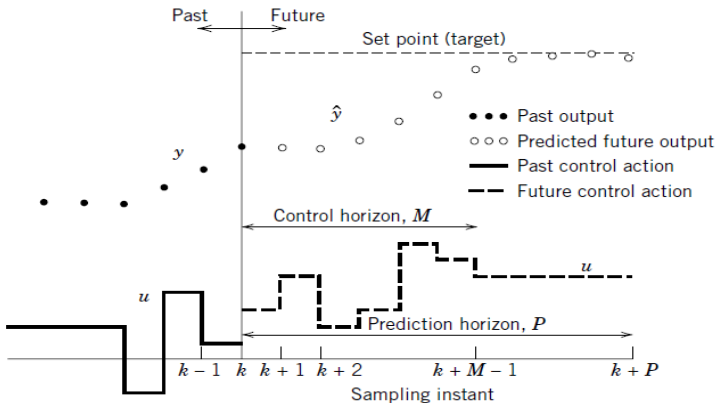
$$H(T) = \left( \int_0^T e^{AT} dt \right) B \quad (2.29)$$

### 2.5 Model Predictive Control (MPC)

MPC merupakan metode umum yang cocok digunakan untuk masalah pengendalian MIMO dimana terjadi interaksi yang signifikan antar variabel (Adi & Bani, 2012). MPC dapat memprediksi perilaku proses dimasa depan dengan menggunakan model dinamis dan pengukuran yang tersedia. *Output* pengendalian akan dihitung sehingga dapat meminimalkan *error*.



**Gambar 2. 7** Diagram blok MPC(Manimaran, 2013)



**Gambar 2. 8** Konsep Dasar MPC (Seborg, 2011)

Gambar 2.7-2.8 diatas menunjukkan diagram blok dari sistem MPC dan konsep dasar MPC. Fungsi objektif dari perhitungan *control* MPC adalah untuk menentukan urutan dari *control moves* sehingga respon dari *output* prediksi bergerak menuju *set point* pada kondisi yang optimal.

Metodologi MPC dalam menentukan prediksi *output* adalah sebagai berikut :

- a. *Output* di masa depan diprediksi dengan menggunakan model proses berdasarkan pada nilai *input* dan *output* yang lampau. *Output* proses yang akan datang diprediksi sejauh *prediction horizon* yang diprediksi pada setiap waktu pencuplikan (*sampling time*).
- b. Serangkaian sinyal kontrol masa depan dihitung sejauh *control horizon* dengan mengoptimasi suatu fungsi kriteria yang ditetapkan sebelumnya untuk menghasilkan nilai yang optimal. Fungsi tersebut umumnya berupa suatu fungsi kuadratik dari kesalahan antara prediksi *output* dengan *output* acuan.

- c. Prediksi *output* yang sudah dihitung dikirim kembali ke proses. Hal ini terjadi berulang-ulang dengan nilai prediksi *output* yang baru dan semua prosedur perhitungan yang diperlukan diperbaiki.

MPC memiliki beberapa parameter yang dapat membantu menghasilkan respon yang baik dan stabil dalam simulasi. Parameter tersebut meliputi matriks bobot R dan Q, *control horizon* ( $N_c$ ), *prediction horizon* ( $N_p$ ) dan *sampling time* ( $T_s$ ). *Prediction horizon* merupakan jumlah langkah yang ditentukan untuk memprediksi *output*. Semakin besar nilai  $N_p$  maka respon yang dihasilkan dapat lebih baik, namun ada batasan tersendiri dalam menentukan *prediction horizon*. *Control horizon* ( $N_c$ ) ditentukan untuk seberapa banyak tindakan kontrol masa depan yang dihitung disetiap langkah optimasi. Secara umum, jika *control horizon* yang digunakan bernilai kecil maka respon yang dihasilkan akan lebih baik.

MPC dirancang berdasarkan model matematika dari *plant*. Model yang digunakan dalam sistem pengendali ini dalam bentuk *state space*. Dengan menggunakan bentuk *state space*, maka informasi yang dibutuhkan untuk memprediksi nilai kedepan direpresentasikan ke dalam *varibel state* pada waktu tersebut.

Pemodelan sistem dilakukan dalam bentuk *state space* memiliki persamaan seperti yang ditunjukkan pada Persamaan berikut :

$$x(k+1) = Ax(k) + Bu(k) \quad (2.30)$$

$$y(k) = Cx(k) \quad (2.31)$$

$u(k)$  merupakan sinyal masukan dan  $y$  adalah keluaran proses serta  $x$  merupakan matrik *state* dari sistem.

Setelah mendapatkan model matematika *plant*, maka langkah selanjutnya dalam merancang pengendali prediktif yaitu

melakukan perhitungan terhadap nilai keluaran yang diprediksi dengan sinyal kontrol yang berubah (Eds et al., 2011).

Asumsikan *sampling* dilakukan tiap satuan  $k_i$  dan  $x(k_i)$  merupakan vektor *state*.  $x(k_i)$  bertujuan memberikan informasi terkini dari kondisi *plant*. Pada Persamaan (2.21) terlihat notasi dari sinyal kontrol.

$$\Delta u(k_i), \Delta u(k_i + 1), \dots, \Delta u(k_i + N_c - 1) \quad (2.32)$$

Dimana  $N_c$  adalah *control horizon*. Meskipun sinyal kontrol optimal dihitung sebanyak  $N_c$  langkah, namun yang diimplementasikan untuk menghitung prediksi *output* hanya menggunakan langkah yang pertama,  $\Delta u(k_i)$ . Pada Persamaan (2.22) terlihat notasi dari variabel *state*. Dimana  $N_p$  adalah *prediction horizon*.

$$x(k_i + 1 | k_i), x(k_i + 2 | k_i), \dots, x(k_i + m | k_i), \dots, x(k_i + N_p | k_i), \quad (2.33)$$

Diketahui bahwa  $x(k_i + 1 | k_i)$  maka sistem memprediksi variabel state  $k_i + 1$  dengan diberikan informasi *plant* saat  $x(k_i)$ . Dalam metode ini sinyal keluaran diprediksi sesuai perhitungan sinyal kontrol yang berdasarkan objektif kontrol yaitu meminimumkan *error*. Sinyal yang diprediksi sebanyak  $N_p$ . maka didapatkan prediksi dari variabel *state* seperti pada persamaan (2.23).

$$\begin{aligned} x(k_i + 1 | k_i) &= Ax(k_i) + B\Delta u(k_i) \\ x(k_i + 2 | k_i) &= Ax(k_i + 1 | k_i) + B\Delta u(k_i + 1) \\ &= A^2x(k_i) + AB\Delta u(k_i) + B\Delta u(k_i + 1) \\ x(k_i + N_p | k_i) &= A^{N_p}x(k_i) + A^{N_p-1}B\Delta u(k_i) + A^{N_p-2}B\Delta u(k_i + 1) \\ &\quad + \dots + A^{N_p-N_c}B\Delta u(k_i + N_c - 1) \end{aligned} \quad (2.34)$$



Dari Persamaan (2.23) dapat diturunkan persamaan *output* sistem yaitu seperti pada Persamaan (2.24).

$$\begin{aligned}
 y(k_i + 1 | k_i) &= CAx(k_i) + CB\Delta u(k_i) \\
 y(k_i + 2 | k_i) &= CAx(k_i + 1 | k_i) + CB\Delta u(k_i + 1) \\
 &= CA^2x(k_i) + CAB\Delta u(k_i) + CB\Delta u(k_i + 1) \\
 y(k_i + N_p | k_i) &= CA^{N_p}x(k_i) + CA^{N_p-1}B\Delta u(k_i) \\
 &\quad + \dots + CA^{N_p-N_c}B\Delta u(k_i + N_c - 1)
 \end{aligned} \tag{2.35}$$

Dengan memasukkan Persamaan (2-24) pada persamaan *output* dan *state* maka didapat vektor *output* dan sinyal kontrol seperti pada Persamaan (2-25) dan (2-26).

$$Y = [y(k_i + 1 | k_i) y(k_i + 2 | k_i) y(k_i + 3 | k_i) \dots y(k_i + N_p | k_i)]^T \tag{2.36}$$

$$\Delta U = [\Delta u(k_i) \Delta u(k_i + 1) \Delta u(k_i + 2) \dots \Delta u(k_i + N_c - 1)]^T \tag{2.37}$$

Dengan menggabungkan Persamaan (2.23) dan (2.24) maka didapat persamaan matrik prediksi *output* seperti pada Persamaan (2.27).

$$Y = Fx(k_i) + \Phi \Delta u \tag{2.38}$$

Dimana:

$$F = \begin{bmatrix} CA \\ CA^2 \\ CA^3 \\ \dots \\ CA^{N_p} \end{bmatrix}$$

$$\Phi = \begin{bmatrix} CB & 0 & 0 & \dots & 0 \\ CAB & CB & 0 & \dots & 0 \\ CA^2B & CAB & CB & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{N_p-1}B & CA^{N_p-2}B & CA^{N_p-3}B & \dots & CA^{N_p-N_c}B \end{bmatrix}$$

## 2.6 Economic Model Predictive Control (EMPC)

*Economics Model Predictive Control* (EMPC) adalah salah satu jenis *Model Predictive Control* (MPC) yang mengintegrasikan pengendalian proses dan optimasi biaya proses atau ekonomidalam perumusannya. *Output* dari proses optimasi tersebut berupa *control moves* optimal yang diterapkan pada sistem sebagai masukan yang akan mendorong keluaran menuju *set point* yang ditetapkan. EMPC memprediksi sebanyak  $N_c$  *control moves* sepanjang prediksi *horizon*. (Cayero, Salazar, & Rotondo, 2014).

Fungsi objektif EMPC terdiri dari dua bagian yaitu fungsi objektif standart MPC ( $J_{mpc}$ ) yang menghasilkan perancangan sinyal kontrol terbaik yang dapat meminimalisasi kesalahan antara *set point* dengan keluaran hasil prediksi dan fungsi objektif kedua berupa fungsi objektif ekonomi ( $J_{eco}$ ). Sedangkan fungsi ojektif ekonomi di tentukan dengan meminimalkan fungsi objektif  $J_{eco}$  (Aske, Strand, & Skogestad, 2008)

$$J = J_{mpc} + J_{eco}$$

$$J = \sum_{i=1}^{N_p} Q(y(k+i|k) - y'(k+i|k))^2 + \sum_{i=0}^{N_u-1} R(\Delta u(k+i|k))^2 + \sum_j P_{pj} \cdot P_j - \sum_i P F_i \cdot F_i - \sum_k P Q_k \cdot Q_k \quad (2.39)$$

Dimana:

$P_j$  = Aliran produk,  $P_j$  (kg/h)

$F_i$  = Aliran umpan,  $F_i$  (kg/h)

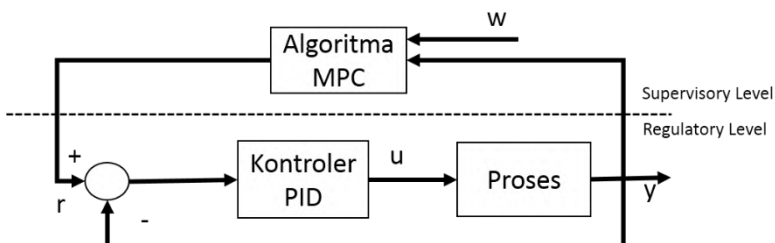
$Q_k$  = Energi (daya dan panas) (kJ/h)

$P$  = Harga untuk masing-masing variabel (USD/h)

$Q$  merupakan bobot *output* dan  $R$  merupakan bobot *input* proses yang merupakan salah satu parameter *tuning* MPC.  $y(k+i|k)$  adalah nilai referensi atau *set point* yang dibandingkan dengan prediksi *output*  $y'(k+i|k)$ . Nilai  $u(k+i|k)$  digunakan sebagai *input* proses yang nantinya akan dimanipulasi sehingga menghasilkan *output* yang optimal.

## 2.7 Lapisan Kontrol Supervisory

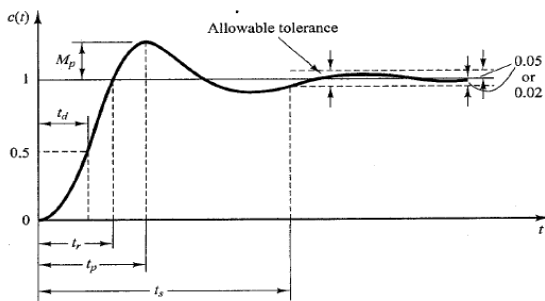
Di industri, pada lapisan *supervisory* terdiri dari *advance control*. Pada umumnya menggunakan MPC. Sehingga EMPC diterapkan pada lapisan *supervisory* dengan lapisan *regulatory* merupakan pengendali PI yang akan menerima perubahan *setpoint* optimal yang dihasilkan lapisan *supervisory*. Perubahan yang diberikan lapisan *supervisory* tidak mengubah parameter-parameter yang terdapat pada lapisan *regulatory*.



**Gambar 2. 9** Skema Lapisan Kontrol *Supervisory*(Bulut, 2000)

## 2.8 Analisis Performansi Pengendalian

Analisis sistem pengendalian digunakan untuk menghasilkan respon sistem yang telah dirancang. Hasil dari bentuk analisa ini berupa nilai kualitatif. Jenis respon kontrol akan berbeda-beda berdasarkan orde dari sistem yang dikendalikan. Respon dinamik akan memiliki karakteristik yang berbeda berdasarkan jenis *plant* yang dikontrol. Sehingga respon dinamik setiap unit tergantung pada nilai masukan pada unit yang telah digunakan. Untuk jenis analisa respon dinamik dapat dilihat pada Gambar 2.9 berikut ini.



**Gambar 2. 10** Analisa karakteristik performansi sistem (Ogata,2002)

Dari gambar diatas akan dapat dilakukan analisa performansi dari respon sistem. Dan untuk mengetahui nilai performansi dari nilai sistem maka perlu mendefinisikan nilai *error steady state*, *maximum overshoot* dan *settling time*. Masing –masing dari parameter tersebut dapat dicari dengan menganalisa respon system yang didapatkan dari hasil simulasi sebagai berikut ini :

a. *Maximum overshoot*

Nilai *maximum overshoot* adalah nilai puncak dari kurva respon yang diukur. Setiap perusahaan memiliki standarisasi tersendiri untuk nilai *maximum overshoot*. Dan untuk menentukan persamaan *maximum overshoot* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini.

$$MO = \frac{c(t_p) - c(\sim)}{c(\sim)} \times 100\% \quad (2.40)$$

b. *Settling time*

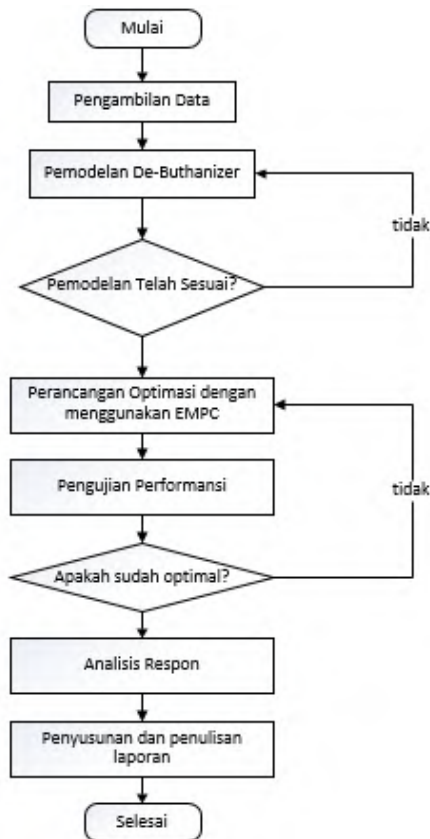
*Settling time* adalah waktu yang dibutuhkan sistem untuk mencapai keadaan *set point*. Pada *settling time* terdapat presentase untuk menentukan nilai *settling time* yaitu sebesar  $\pm 2\%$  atau  $\pm 5\%$  dari nilai *set point*.

c. *Error steady state*

*Output* suatu sistem membutuhkan waktu untuk merespon perubahan ketika masukan sebuah sistem berubah secara tiba-tiba. Fasa peralihan ini kemudian akan berhenti pada nilai dikisaran *input/target* dimana selisih nilai akhir dengan target disebut *steady state error*

### BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Dalam penelitian ini memiliki tahapan-tahapan yang dapat dilihat pada Gambar 3.1 yang dimulai dengan pengambilan data, pemodelan *debutanizer*, validasi model, perancangan EMPC, pengujian performansi, analisis hasil pengujian, dan yang terakhir pembuatan laporan.



**Gambar 3.1** Diagram alir metodologi penelitian

### 3.1 Pengambilan Data dan Simulasi Proses *Debutanizer*

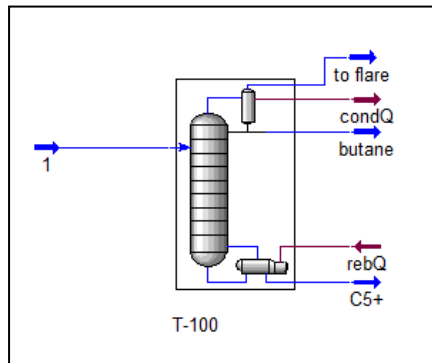
Data yang di ambil merupakan data-data yang diperlukan merupakan data *desain* atau operasional kolom distilasi *debutanizer*. Data yang digunakan berupa data propertis *debutanizer* yang meliputi tekanan, laju aliran massa, dan komposisi untuk kondisi *steady state*. Kondisi *steady state* adalah kondisi sebuah proses dalam keadaan tidak bergerak terhadap waktu seperti pada Gambar 3.2. Data yang digunakan terlihat seperti pada Tabel 3.1

**Tabel 3. 1** Data Properties *Debutanizer*

Properties	Units	Nilai
Jumlah Tray		48
Temperatur Condenser	°C	49.6
Temperatur Reboiler	°C	103
Tekanan Condenser	barg	4.6
Tekanan Reboiler	barg	4.9
Tray Umpan Masuk		26
Fraksi Uap		0.466
Temperatur Umpan	°C	62.91
Tekanan Umpan	barg	4.85
Laju Aliran Umpan	kg/hr	13,294
<i>H<sub>2</sub>S</i>	Mole	0
<i>CO<sub>2</sub></i>	Mole	0
<i>Nitrogen</i>	Mole	0
<i>Methane</i>	Mole	0
<i>Ethane</i>	Mole	0
<i>Propane</i>	Mole	0.015
<i>i-Butane</i>	Mole	0.3503
<i>n-Butane</i>	Mole	0.38469
<i>i-Pentane</i>	Mole	0.11893
<i>n-Pentane</i>	Mole	0.0731
<i>n-Hexane</i>	Mole	0.04337

**Tabel 3.1** Lanjutan

Properties	Units	Nilai
<i>n-Heptane</i>	Mole	0.00944
<i>n-Octane</i>	Mole	0.00388
<i>n-Nonane</i>	Mole	0.00063
<i>n-Decane</i>	Mole	0.00047
<i>n-C11</i>	Mole	0.00015
<i>n-C12</i>	Mole	0.00004
<i>n-C13</i>	Mole	0
<i>n-C14</i>	Mole	0
<i>n-C15</i>	Mole	0
<i>n-C16</i>	Mole	0
<i>n-C17</i>	Mole	0
<i>n-C18</i>	Mole	0
<i>n-C19</i>	Mole	0

**Gambar 3. 2** Debutanizer pada kondisi *steady state*

Setelah pembuatan proses *debutanizer* pada keadaan *steady state* atau pada kondisi tidak bergerak terhadap waktu. Secara umum sebuah proses akan berubah seiring berjalan waktu maka langkah selanjutnya adalah mengubah proses ke dalam kondisi dinamik. Proses diubah ke dalam keadaan dinamik untuk dapat dipasang pengendali. Untuk mengubah dari kondisi *steady state* ke kondisi dinamik harus dilakukan *sizing* terhadap kolom, *condenser*, dan *reboiler* terlebih



dahulu. Spesifikasi untuk masing-masing komponen dapat dilihat pada Tabel 3.2.

**Tabel 3. 2** Spesifikasi Unit Kolom Distilasi *Debutanizer*

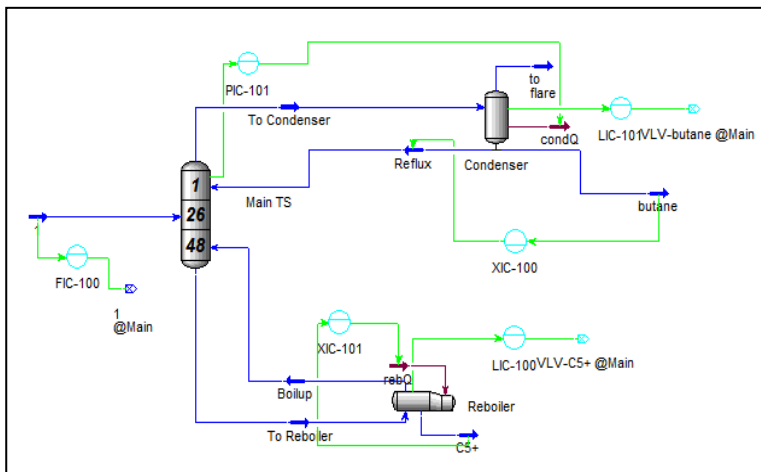
<i>Equipment</i>	Fitur	Tipe dan ukuran
Kolom	Tipe Internal <i>Tray</i>	<i>Valve</i>
	Diameter (m)	1,372
	Jarak <i>Tray</i> (mm)	609,6
	Ketebalan <i>Tray</i> (mm)	2
	Faktor <i>Foaming</i>	0,8
<i>Reboiler</i>	Diameter (m)	1,616
	Panjang (m)	2,424
	Volume (m <sup>3</sup> )	4,97
	Orientasi	Horisontal
<i>Condenser</i>	Diameter (m)	1,5
	Panjang (m)	4,6
	Volume (m <sup>3</sup> )	8,129
	Orientasi	Horisontal

Setelah seluruh komponen di *sizing* selanjutnya dilakukan pemasangan pengendali. Pada tugas akhir ini variabel utama yang dikendalikan adalah komposisi distilat dan *bottom*. Sehingga pengendalian tersebut digunakan untuk pengendali komposisi agar sesuai dengan target yang diinginkan. Pasangan pengendali yang digunakan menggunakan konfigurasi *liquid-vapour* (LV) dengan struktur *direct control* untuk mencapai tujuan dari tugas akhir ini yaitu mengoptimalkan komposisi. Komposisi pada kolom distilasi dipengaruhi oleh variabel-variabel lain seperti laju aliran umpan (*Feed*), tekanan *top stage*, *levelcondenser*, dan *levelreboiler*. Sehingga untuk memastikan bahwa komposisi terkontrol dengan baik harus memastikan variabel-variabel yang mempengaruhi komposisi tersebut terkontrol dengan baik terlebih dahulu.

Konfigurasi pasangan kontrol yang digunakan pada proses *debutanizer* dapat dilihat pada Tabel 3.2. Pada Gambar 3.3 Merupakan desain kolom distilasi dengan menggunakan struktur *direct control*

**Tabel 3. 3** Konfigurasi Pasangan Pengendali Proses *Debutanizer*

Variabel Manipulasi	Variabel Proses	Pengendali
Laju aliran umpan	Laju aliran umpan	FIC-100
Laju aliran panas <i>condenser</i>	Tekanan <i>top stage</i>	PIC-101
Laju aliran <i>naptha</i>	Level <i>reboiler</i>	LIC-100
Laju aliran <i>butane</i>	Level <i>condenser</i>	LIC-101
Laju aliran <i>reflux</i> (R)	Komposisi <i>i-butane</i> ( $X_D$ )	XIC-100
laju aliran panas <i>reboiler</i> ( $Q_r$ )	komposisi <i>i-butane</i> ( $X_B$ )	XIC-101



**Gambar 3. 3** *Debutanizer* dengan struktur pengendali *direct*

### 3.2 Pemodelan Matematis *Debutanizer*

Model matematis dari *debutanizer* didapatkan melalui pendekatan sistem orde satu, *First Order Plus Dead Time* (FOPDT), dengan menggunakan persamaan seperti dibawah ini :

$$\text{FOPDT} : G(s) = \frac{Kp}{\tau s + 1} e^{-\theta s} \quad (3.1)$$

Parameter-parameter yang digunakan untuk pemodelan FOPDT adalah *process time constant* ( $\tau$ ), *process gain* ( $K$ ), *Dead time* ( $\theta$ ),  $t_{63\%}$ , dan  $t_{28\%}$ . Untuk mendapatkan parameter-parameter FOPDT tersebut, dilakukan pengambilan data dengan memberikan *step response test* pada proses yaitu dengan memutus hubungan antara unit operasi dengan pengendali. Memutus hubungan antara proses dengan pengendali dapat dilakukan dengan mengubah mode *auto* pada pengendali menjadi mode *manual*. Selanjutnya memberikan perubahan pada variabel *input* dengan mengubah bukaan *valve*. Besar bukaan *valve* yang diberikan sebesar  $\pm 1\%$ ,  $\pm 2\%$ , dan  $\pm 5\%$ . Hasil dari *step response test* menunjukkan *valve* dengan bukaan  $+5\%$  memberikan model yang lebih sesuai. Sehingga pada tugas akhir ini besar bukaan *valve* yang diberikan adalah kenaikan sebesar  $5\%$  pada variabel *input*. Selanjutnya plot grafik (*strip chart*) untuk melihat perubahan variabel proses dengan membandingkan antara variabel *input* dengan variabel proses. Hasil dari plot grafik disimpan ke dalam bentuk *excel* untuk mendapatkan data *record (history)* selama perubahan variabel *input*. Pengambilan data dilakukan sampai variabel proses mencapai keadaan stabil.

Perhitungan untuk mendapatkan nilai semua parameter tersebut adalah sebagai berikut :

$$Kp = \frac{\Delta}{\delta} \quad (3.2)$$

$$t_{28\%} = 0,28 * \Delta \quad (3.3)$$

$$t_{63\%} = 0,63 * \Delta \quad (3.4)$$

$$\tau = 1,5 (t_{63\%} - t_{28\%}) \quad (3.5)$$

*step response test* dilakukan dengan memberikan perubahan sebesar 5% pada laju aliran *reflux*(R), laju aliran panas *reboiler*(Qr), dan laju aliran umpan (F). Mengacu pada persamaan 3.2-3.5, beberapa poin di bawah ini akan menjelaskan masing – masing nilai parameter untuk membentuk sebuah persamaan FOPDT.

- a. Akibat perubahan kenaikan *reflux* sebesar 5% atau sebesar 614,76 kg/h untuk *output* komposisi  $X_D$ .
- *Gain*, dihitung dengan mengacu pada persamaan 3.2 dengan delta ( $\Delta$ ) didapatkan dari pengurangan *output* proses sebelum terjadi perubahan *input* dengan *output* proses setelah terjadi perubahan *input*

$$\Delta = X_{D(t=0)} - X_{D(t>0)} = 0,4639 - 0,4894 = -0,0256$$

$$\delta = -614,76$$

$\delta$  minus dikarenakan *input* mengalami kenaikan maka gain diperoleh

$$Kp = \frac{-0,0256}{-614,76} = 4,16 \times 10^{-05}$$

- Waktu saat *process variable* mencapai 63%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{63\%} = X_{D(t=0)} - (0,63 \times \Delta)$$

$$t_{63\%} = 0,4639 - (0,63 \times -0,0256)$$

$$t_{63\%} = 0,4800$$

Dari nilai 0,4800 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 63% adalah pada menit ke – 11,13.

- Waktu saat *process variable* mencapai 28%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{28\%} = X_{D(t=0)} - (0,28 \times \Delta)$$

$$t_{28\%} = 0,4639 - (0,28 \times -0,0256)$$

$$t_{28\%} = 0,4711$$

Dari nilai 0,4694 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 28% adalah pada menit ke – 5,75.

- *Time constant*, didapat melalui rumus berikut ini.

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 8,077$$

Dengan demikian, persamaan (3.1) untuk komposisi  $X_D$  akibat perubahan *reflux* sebesar 5% dapat dituliskan sebagai berikut.

$$G11 = \frac{4,16 \times 10^{-05}}{8,07s + 1} \quad (3.6)$$

- Akibat perubahan kenaikan *reflux* sebesar 5% atau sebesar 614,76 kg/h untuk *output* komposisi  $X_B$ .

- *Gain*, dihitung dengan mengacu pada persamaan 3.2 dengan delta ( $\Delta$ ) didapatkan dari pengurangan *output* proses sebelum terjadi perubahan *input* dengan *output* proses setelah terjadi perubahan *input*

$$\Delta = X_{B(t=0)} - X_{B(t>0)} = 0,001 - 0,0041 = -0,0031$$

$$\delta = -614,76$$

$\delta$  minus dikarenakan *input* mengalami kenaikan maka gain diperoleh

$$Kp = \frac{-0,0031}{-614,76} = 5,04 \times 10^{-06}$$

- Waktu saat *process variable* mencapai 63%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{63\%} = X_{B(t=0)} - (0,63 \times \Delta)$$

$$t_{63\%} = 0,001 - (0,63 \times -0,0031)$$

$$t_{63\%} = 0,0029$$

Dari nilai 0,0029 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 63% adalah pada menit ke – 13,3.

- Waktu saat *process variable* mencapai 28%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{28\%} = X_{B(t=0)} - (0,28x\Delta)$$

$$t_{28\%} = 0,001 - (0,28x - 0,0031)$$

$$t_{28\%} = 0,00186$$

Dari nilai 0,00186 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 28% adalah pada menit ke – 6,52.

- *Time constant*, didapat melalui rumus berikut ini.

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 10,16$$

Dengan demikian, persamaan (3.1) untuk komposisi  $X_B$  akibat perubahan reflux sebesar 5% dapat dituliskan sebagai berikut.

$$G12 = \frac{5,04 \times 10^{-06}}{10,16s + 1} \quad (3.7)$$

- c. Akibat perubahan kenaikan laju aliran panas *reboiler* sebesar 5% atau sebesar 327.280 kJ/h untuk *output* komposisi  $X_D$ .

- *Gain*, dihitung dengan mengacu pada persamaan 3.2 dengan delta ( $\Delta$ ) didapatkan dari pengurangan *output* proses sebelum terjadi perubahan *input* dengan *output* proses setelah terjadi perubahan *input*

$$\Delta = X_{D(t=0)} - X_{D(t>0)} = 0,4639 - 0,4343 = 0,0296$$

$$\delta = -327.280$$

$\delta$  minus dikarenakan *input* mengalami kenaikan maka gain diperoleh

$$Kp = \frac{0,0296}{-327,280} = -9,04 \times 10^{-08}$$

- Waktu saat *process variable* mencapai 63%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{63\%} = X_{D(t=0)} - (0,63x\Delta)$$

$$t_{63\%} = 0,4639 - (0,63x0,0296)$$

$$t_{63\%} = 0,4453$$

Dari nilai 0,4453 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 63% adalah pada menit ke – 6,8.

- Waktu saat *process variable* mencapai 28%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{28\%} = X_{D(t=0)} - (0,28x\Delta)$$

$$t_{28\%} = 0,4639 - (0,28x0,0296)$$

$$t_{28\%} = 0,4556$$

Dari nilai 0,4556 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 28% adalah pada menit ke – 3,19.

- *Time constant*, didapat melalui rumus berikut ini.

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 5,43$$

Dengan demikian, persamaan (3.1) untuk komposisi  $X_D$  akibat perubahan laju aliran panas *reboiler* sebesar 5% dapat dituliskan sebagai berikut.

$$G21 = \frac{-9,04 \times 10^{-08}}{5,43s + 1} \quad (3.8)$$

- d. Akibat perubahan kenaikan laju aliran panas *reboiler* sebesar 5% atau sebesar 327.280 kJ/h untuk *output* komposisi  $X_B$ .

- *Gain*, dihitung dengan mengacu pada persamaan 3.2 dengan delta ( $\Delta$ ) didapatkan dari pengurangan *output* proses sebelum terjadi perubahan *input* dengan *output* proses setelah terjadi perubahan *input*

$$\Delta = X_{B(t=0)} - X_{B(t>0)} = 0,001 - 0,0000001 = 0,00099$$

$$\delta = -327.280$$

$\delta$  minus dikarenakan *input* mengalami kenaikan maka gain diperoleh

$$Kp = \frac{0,00099}{-327,280} = -3,06 \times 10^{-09}$$

- Waktu saat *process variable* mencapai 63%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{63\%} = X_{B(t=0)} - (0,63 \times \Delta)$$

$$t_{63\%} = 0,001 - (0,63 \times 0,00099)$$

$$t_{63\%} = 0,00037$$

Dari nilai 0,00037 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 63% adalah pada menit ke – 6,77.

- Waktu saat *process variable* mencapai 28%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{28\%} = X_{B(t=0)} - (0,28 \times \Delta)$$

$$t_{28\%} = 0,001 - (0,28 \times 0,00099)$$

$$t_{28\%} = 0,00072$$

Dari nilai 0,00072 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 28% adalah pada menit ke – 4,38.

- *Time constant*, didapat melalui rumus berikut ini.

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 3,58$$



Dengan demikian, persamaan (3.1) untuk komposisi  $X_B$  akibat perubahan laju aliran panas *reboiler* sebesar 5% dapat dituliskan sebagai berikut.

$$G_{22} = \frac{-3,06 \times 10^{-09}}{3,58s + 1} \quad (3.9)$$

- e. Akibat perubahan kenaikan laju aliran panas umpan sebesar 5% atau sebesar 844,3 kg/h untuk *output* komposisi  $X_D$ .

- *Gain*, dihitung dengan mengacu pada persamaan 3.2 dengan delta ( $\Delta$ ) didapatkan dari pengurangan *output* proses sebelum terjadi perubahan *input* dengan *output* proses setelah terjadi perubahan *input*

$$\Delta = X_{D(t=0)} - X_{D(t>0)} = 0,4639 - 0,4749 = -0,011$$

$$\delta = -844,3$$

$\delta$  minus dikarenakan *input* mengalami kenaikan maka gain diperoleh

$$Kp = \frac{-0,011}{-844,3} = 1,3 \times 10^{-05}$$

- Waktu saat *process variable* mencapai 63%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{63\%} = X_{D(t=0)} - (0,63 \times \Delta)$$

$$t_{63\%} = 0,4639 - (0,63 \times -0,011)$$

$$t_{63\%} = 0,4708$$

Dari nilai 0,4708 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 63% adalah pada menit ke – 12,05.

- Waktu saat *process variable* mencapai 28%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{28\%} = X_{D(t=0)} - (0,28 \times \Delta)$$

$$t_{28\%} = 0,4639 - (0,28x - 0,011)$$

$$t_{28\%} = 0,4708$$

Dari nilai 0,4708 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 28% adalah pada menit ke – 6,36.

- *Time constant*, didapat melalui rumus berikut ini.

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 8,54$$

Dengan demikian, persamaan (3.1) untuk komposisi  $X_D$  akibat perubahan laju aliran umpan sebesar 5% dapat dituliskan sebagai berikut.

$$D11 = \frac{1,3 \times 10^{-05}}{8,54s + 1} \quad (3.10)$$

- f. Akibat perubahan kenaikan laju aliran panas umpan sebesar 5% atau sebesar 844,3 kg/h untuk *output* komposisi  $X_B$ .

- *Gain*, dihitung dengan mengacu pada persamaan 3.2 dengan delta ( $\Delta$ ) didapatkan dari pengurangan *output* proses sebelum terjadi perubahan *input* dengan *output* proses setelah terjadi perubahan *input*

$$\Delta = X_{B(t=0)} - X_{B(t>0)} = 0,001 - 0,0034 = -0,0024$$

$$\delta = -844,3$$

$\delta$  minus dikarenakan *input* mengalami kenaikan maka gain diperoleh

$$Kp = \frac{-0,0024}{-844,3} = 2,8 \times 10^{-06}$$

- Waktu saat *process variable* mencapai 63%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{63\%} = X_{B(t=0)} - (0,63x\Delta)$$

$$t_{63\%} = 0,001 - (0,63x - 0,0024)$$

$$t_{63\%} = 0,0025$$

Dari nilai 0,0025 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 63% adalah pada menit ke – 13,14.

- Waktu saat *process variable* mencapai 28%, didapat melalui rumus berikut ini.

$$t_{28\%} = X_{B(t=0)} - (0,28x\Delta)$$

$$t_{28\%} = 0,001 - (0,28x - 0,0024)$$

$$t_{28\%} = 0,0017$$

Dari nilai 0,0017 yang telah didapat, kemudian dilakukan interpolasi sedemikian rupa dengan variabel waktu hingga didapatkan nilai waktu 28% adalah pada menit ke – 6,14.

- *Time constant*, didapat melalui rumus berikut ini.

$$\tau = 1,5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\tau = 10,5$$

Dengan demikian, persamaan (3.1) untuk komposisi  $X_B$  akibat perubahan laju aliran umpan sebesar 5% dapat dituliskan sebagai berikut.

$$D12 = \frac{2,81 \times 10^{-06}}{10,5s + 1} \quad (3.11)$$

Ke-enam fungsi transfer tersebut dituliskan kedalam bentuk matriks seperti pada persamaan 3.12 Sehingga didapatkan fungsi *transfer* untuk proses *debutanizer* yang ditunjukkan pada persamaan 3.13 terlihat bahwa proses *debutanizer* merupakan sistem MIMO yang memiliki dua *input* sebagai variabel manipulasi berupa laju aliran *reflux* dan laju aliran panas *reboiler*, satu *input* merupakan *disturbance* yang terukur berupa laju aliran umpan, dan dua *output* berupa komposisi  $X_D$  dan komposisi  $X_B$ .

$$\begin{bmatrix} X_D \\ X_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G11 & G21 \\ G12 & G22 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} R \\ Qr \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} D11 \\ D12 \end{bmatrix} [F] \quad (3.12)$$

$$\begin{bmatrix} X_D \\ X_B \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{4,16x10^{-05}}{8,07s+1} & \frac{-9,04x10^{-08}}{5,43s+1} \\ \frac{5,044x10^{-06}}{10,16s+1} & \frac{-3,06x10^{-09}}{3,58s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} R \\ Qr \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{1,3x10^{-05}}{8,54s+1} \\ \frac{2,8x10^{-06}}{10,5s+1} \end{bmatrix} [F] \quad (3.13)$$

Sebelum melakukan perancangan EMPC, fungsi transfer pada persamaan 3.13 diubah ke dalam bentuk *state space* diskrit agar dapat digunakan untuk melakukan perhitungan sinyal kontrol yang optimal. Fungsi transfer tersebut diubah ke dalam bentuk *state space continous* terlebih dahulu sebelum diubah menjadi *state space* diskrit. Beberapa poin di bawah ini akan menjelaskan fungsi transfer diubah kedalam bentuk *state space continous* dengan mengacu pada persamaan 2.23 dapat dijabarkan berikut ini

a. Persamaan 3.6 diatas dapat kita ubah kedalam persamaan sistem

$$G11 = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{4,16x10^{-05}}{8,07s+1}$$

$$Y(s)(8,07s+1) = 4,16x10^{-5}U(s)$$

$$Y(s).8,07s + Y(s) = 4,16x10^{-5}U(s)$$

Persamaan diatas masih dalam bentuk laplace sehingga diubah ke dalam domain waktu menjadi persamaan

$$8,07\dot{y} + y = 4,16x10^{-5}u$$

Sistem ini berorde satu sehingga memerlukan satu variabel *state* untuk mendiskripsikan dinamika sistem. Dengan  $y(0)$  dan  $u(t) \geq 0$  untuk  $t \geq 0$  maka  $y(t)$  sebagai variabel *state* didefinisikan sebagai

$$x_1 = y$$

$$\dot{x}_1 = \dot{y} = \frac{4,16x10^{-5}}{8,07}u - \frac{1}{8,07}y$$

Dalam bentuk matriks dapat dituliskan sebagai

$$\dot{x}_1 = -0,124x_1 + 5,16 \times 10^{-06} u$$

$$y = x_1$$

Dengan

$$\begin{aligned} A_{11} &= [-0,124] \\ G11 = B_{11} &= [5,16 \times 10^{-06}] \\ C_{11} &= [1] \\ D_{11} &= [0] \end{aligned} \quad (3.14)$$

b. Persamaan 3.7 diatas dapat kita ubah kedalam persamaan sistem

$$G12 = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{-9,04 \times 10^{-08}}{5,43s + 1}$$

$$Y(s)(5,43s + 1) = -9,04 \times 10^{-08} U(s)$$

$$Y(s).5,43s + Y(s)) = -9,04 \times 10^{-8} U(s)$$

Persamaan diatas masih dalam bentuk laplace sehingga diubah ke dalam domain waktu menjadi persamaan

$$5,43 \dot{y} + y = -9,04 \times 10^{-08} u$$

variabel *state* didefinisikan sebagai

$$x_1 = y$$

$$\dot{x}_1 = \dot{y} = \frac{-9,04 \times 10^{-08}}{5,43} u - \frac{1}{5,43} y$$

Sehingga dapat dituliskan sebagai

$$\dot{x}_1 = -0,184x_1 - 1,66 \times 10^{-08} u$$

$$y = x_1$$

Dengan

$$\begin{aligned}
 A_{12} &= [-0,184] \\
 G_{12} = B_{12} &= [-1,66 \times 10^{-08}] \\
 C_{12} &= [1] \\
 D_{12} &= [0]
 \end{aligned} \tag{3.15}$$

c. Persamaan 3.8 diatas dapat kita ubah kedalam persamaan sistem

$$G_{21} = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{5,04 \times 10^{-06}}{10,16s + 1}$$

$$Y(s)(10,16s + 1) = 5,04 \times 10^{-06} U(s)$$

$$Y(s).10,16s + Y(s) = 5,04 \times 10^{-06} U(s)$$

Persamaan diatas masih dalam bentuk laplace sehingga diubah ke dalam domain waktu menjadi persamaan

$$10,16 \dot{y} + y = 5,04 \times 10^{-06} u$$

variabel *state* didefinisikan sebagai

$$x_1 = y$$

$$\dot{x}_1 = \dot{y} = \frac{5,04 \times 10^{-06}}{10,16} u - \frac{1}{10,16} y$$

Sehingga dapat dituliskan sebagai

$$\dot{x}_1 = -0,098x_1 + 0,496 \times 10^{-06} u$$

$$y = x_1$$

Dengan

$$\begin{aligned}
A_{21} &= [-0,098] \\
G21 = B_{21} &= [0,496 \times 10^{-06}] \\
C_{21} &= [1] \\
D_{21} &= [0]
\end{aligned} \tag{3.16}$$

d. Persamaan 3.9 diatas dapat kita ubah kedalam persamaan sistem

$$G22 = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{-3,06 \times 10^{-09}}{3,58s + 1}$$

$$Y(s)(3,58s + 1) = -3,06 \times 10^{-09} U(s)$$

$$Y(s).3,58s + Y(s) = -3,06 \times 10^{-09} U(s)$$

Persamaan diatas masih dalam bentuk laplace sehingga diubah ke dalam domain waktu menjadi persamaan

$$3,58 \dot{y} + y = -3,06 \times 10^{-09} u$$

variabel *state* didefinisikan sebagai

$$x_1 = y$$

$$\dot{x}_1 = \dot{y} = \frac{-3,06 \times 10^{-09}}{3,58} u - \frac{1}{3,58} y$$

Sehingga dapat dituliskan sebagai

$$\dot{x}_1 = -0,28x_1 - 0,8547 \times 10^{-09} u$$

$$y = x_1$$

Dengan

$$\begin{aligned}
A_{22} &= [-0,28] \\
G22 = B_{22} &= [0,8547 \times 10^{-09}] \\
C_{22} &= [1] \\
D_{22} &= [0]
\end{aligned} \tag{3.17}$$

e. Persamaan 3.10 diatas dapat kita ubah kedalam persamaan sistem

$$D11 = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{1,3 \times 10^{-05}}{8,54s + 1}$$

$$Y(s)(8,54s + 1) = 1,3 \times 10^{-05} U(s)$$

$$Y(s).8,54s + Y(s)) = 1,3 \times 10^{-05} U(s)$$

Persamaan diatas masih dalam bentuk laplace sehingga diubah ke dalam domain waktu menjadi persamaan

$$8,54 \dot{y} + y = 1,3 \times 10^{-5} u$$

variabel *state* didefinisikan sebagai

$$x_1 = y$$

$$\dot{x}_1 = \dot{y} = \frac{1,3 \times 10^{-5}}{8,54} u - \frac{1}{8,54} y$$

Sehingga dapat dituliskan sebagai

$$\dot{x}_1 = -0,117 x_1 + 0,15 \times 10^{-05} u$$

$$y = x_1$$

Dengan

$$\begin{aligned} A_{13} &= [-0,117] \\ D11 = B_{13} &= [0,15 \times 10^{-05}] \\ C_{13} &= [1] \\ D_{13} &= [0] \end{aligned} \quad (3.18)$$

f. Persamaan 3.11 diatas dapat kita ubah kedalam persamaan sistem

$$D12 = \frac{Y(s)}{U(s)} = \frac{2,8e^{-06}}{10,5s + 1}$$

$$Y(s)(10,5s + 1) = 2,8 \times 10^{-06} U(s)$$



$$Y(s).10,5s + Y(s)) = 2,8x10^{-06}U(s)$$

Persamaan diatas masih dalam bentuk laplace sehingga diubah ke dalam domain waktu menjadi persamaan

$$10,5\dot{y} + y = 2,8x10^{-6}u$$

variabel *state* didefinisikan sebagai

$$x_1 = y$$

$$\dot{x}_1 = \dot{y} = \frac{2,8x10^{-6}}{10,5}u - \frac{1}{10,5}y$$

Sehingga dapat dituliskan sebagai

$$\dot{x}_1 = -0,095x_1 + 0,267x10^{-06}u$$

$$y = x_1$$

Dengan

$$\begin{aligned} A_{23} &= [-0,095] \\ D12 = B_{23} &= [0,267x10^{-06}] \\ C_{23} &= [1] \\ D_{23} &= [0] \end{aligned} \quad (3.19)$$

Sehingga ke-enam *state space* tersebut dapat dituliskan menjadi satu *state space continous* dengan matriks *Ac*, *Bc*, *Cc*, dan *Dc* berturut-turut yang mewakili matriks *state continous*, matriks *input continous*, matriks *output continous*, dan matriks transmisi langsung *continous*. ke-enam *state space continous* tersebut dituliskan seperti pada *state space* dibawah ini

$$Ac = \begin{bmatrix} A_{11} & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & A_{12} & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & A_{21} & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & A_{22} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & A_{13} & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & A_{23} \end{bmatrix} \quad (3.20)$$

$$Bc = \begin{bmatrix} B_{11} & 0 & 0 \\ B_{21} & 0 & 0 \\ 0 & B_{12} & 0 \\ 0 & B_{22} & 0 \\ 0 & 0 & B_{13} \\ 0 & 0 & B_{23} \end{bmatrix}$$

$$Cc = \begin{bmatrix} C_{11} & 0 & C_{21} & 0 & C_{13} & 0 \\ 0 & C_{12} & 0 & C_{22} & 0 & C_{23} \end{bmatrix}$$

$$Dc = \begin{bmatrix} D_{11} & D_{12} & D_{13} \\ D_{22} & D_{22} & D_{23} \end{bmatrix}$$

maka

$$Ac = \begin{bmatrix} -0.124 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -0.184 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -0.098 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -0.28 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -0.117 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -0.095 \end{bmatrix} \quad (3.21)$$

$$Bc = \begin{bmatrix} 0.515 \times 10^{-5} & 0 & 0 \\ 0.496 \times 10^{-6} & 0 & 0 \\ 0 & -1.66 \times 10^{-8} & 0 \\ 0 & -0.855 \times 10^{-9} & 0 \\ 0 & 0 & 0.15 \times 10^{-5} \\ 0 & 0 & 0.267 \times 10^{-6} \end{bmatrix}$$

$$Cc = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 1 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 1 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

$$Dc = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

*State space* pada Persamaan (3.20) masih dalam bentuk *continuous*, sementara dalam algoritma EMPC membutuhkan model dalam bentuk *state space* diskrit. Sehingga persamaan 3.21 Diubah kedalam bentuk *state space* diskrit. Secara umum persamaan *state space* diskrit dari suatu sistem dapat dituliskan sebagai

$$\begin{aligned} x((k+1)T) &= Gx(kT) + Hu(kT) \\ y(kT) &= Cx(kT) \end{aligned} \quad (3.22)$$

Dengan

$$\begin{aligned} G(T) &= e^{AT} \\ H(T) &= \left( \int_0^T e^{A(T-t)} dt \right) B \end{aligned} \quad (3.23)$$

Untuk mengubah *state space continuous* dari fungsi transfer G11 menjadi *state space* diskrit dengan memilih waktu sampling sebesar 1 detik adalah sebagai berikut

$$G_1(1) = e^{A11T} = e^{-0,124} = 0,8833$$

$$H_1(1) = \left( \int_0^1 e^{-0,124T} dt \right) [0,515 \times 10^{-5}] = -3,66 \times 10^{-5}$$

Sehingga persamaan *state space* diskrit dapat dituliskan menjadi

$$\begin{aligned} x_1(k+1) &= 0,8833 x_1(k) - 3,66 \times 10^{-5} u(k) \\ y(k) &= x_1(k) \end{aligned} \quad (3.24)$$

Untuk mengubah *state space continous* dari fungsi transfer G12 menjadi *state space* diskrit dengan memilih waktu sampling sebesar 1 detik adalah sebagai berikut

$$\begin{aligned} G_2(1) &= e^{A12T} = e^{-0,184} = 0,832 \\ H_2(1) &= \left( \int_0^1 e^{-0,184T} dt \right) [-1,66 \times 10^{-8}] = 7,5 \times 10^{-8} \end{aligned} \quad (3.25)$$

Sehingga persamaan *state space* diskrit dapat dituliskan menjadi

$$\begin{aligned} x_1(k+1) &= 0,832 x_1(k) + 7,5 \times 10^{-8} u(k) \\ y(k) &= x_1(k) \end{aligned}$$

Untuk mengubah *state space continous* dari fungsi transfer G21 menjadi *state space* diskrit dengan memilih waktu sampling sebesar 1 detik adalah sebagai berikut

$$\begin{aligned} G_3(1) &= e^{A21T} = e^{-0,098} = 0,9066 \\ H_3(1) &= \left( \int_0^1 e^{-0,098T} dt \right) [0,496 \times 10^{-6}] = -4,58 \times 10^{-6} \end{aligned} \quad (3.26)$$

Sehingga persamaan *state space* diskrit dapat dituliskan menjadi

$$\begin{aligned} x_1(k+1) &= 0,9066 x_1(k) - 4,58 \times 10^{-6} u(k) \\ y(k) &= x_1(k) \end{aligned}$$

Untuk mengubah *state space continous* dari fungsi transfer G22 menjadi *state space* diskrit dengan memilih waktu sampling sebesar 1 detik adalah sebagai berikut

$$G_4(1) = e^{A_{22}T} = e^{-0,28} = 0,7557$$

$$H_4(1) = \left( \int_0^1 e^{-0,28t} dt \right) [-0,8547 \times 10^{-9}] = 2,298 \times 10^{-9} \quad (3.27)$$

Sehingga persamaan *state space* diskrit dapat dituliskan menjadi

$$x_1(k+1) = 0,7557 x_1(k) + 2,298 \times 10^{-9} u(k)$$

$$y(k) = x_1(k)$$

Untuk mengubah *state space continous* dari fungsi transfer D11 menjadi *state space* diskrit dengan memilih waktu sampling sebesar 1 detik adalah sebagai berikut

$$G_5(1) = e^{A_{13}T} = e^{-0,117} = 0,8895$$

$$H_5(1) = \left( \int_0^1 e^{-0,117t} dt \right) [0,15 \times 10^{-5}] = -1,14 \times 10^{-5} \quad (3.26)$$

Sehingga persamaan *state space* diskrit dapat dituliskan menjadi

$$x_1(k+1) = 0,8895 x_1(k) - 1,14 \times 10^{-5} u(k)$$

$$y(k) = x_1(k)$$

Untuk mengubah *state space continous* dari fungsi transfer D12 menjadi *state space* diskrit dengan memilih waktu sampling sebesar 1 detik adalah sebagai berikut

$$G_6(1) = e^{A_{23}T} = e^{-0,095} = 0,9093$$

$$H_6(1) = \left( \int_0^1 e^{-0,095t} dt \right) [0,267 \times 10^{-6}] = -2,55 \times 10^{-6} \quad (3.27)$$

Sehingga persamaan *state space* diskrit dapat dituliskan menjadi

$$x_1(k+1) = 0,9093 x_1(k) - 2,55 \times 10^{-6} u(k)$$

$$y(k) = x_1(k)$$

Sehingga ke-enam *state space* tersebut dapat dituliskan menjadi satu *state space* diskrit dengan matriks Ad, Bd, Cd, dan Dd berturut-

turut yang mewakili matriks *state* diskrit, matriks *input* diskrit, matriks *output* diskrit, dan matriks transmisi langsung diskrit. keenam *state space* diskrit tersebut dituliskan seperti pada *state space* dibawah ini

$$Ad = \begin{bmatrix} G_1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & G_2 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & G_3 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & G_4 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & G_5 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & G_6 \end{bmatrix}$$

$$Bd = \begin{bmatrix} H_1 & 0 & 0 \\ H_3 & 0 & 0 \\ 0 & H_2 & 0 \\ 0 & H_4 & 0 \\ 0 & 0 & H_5 \\ 0 & 0 & H_6 \end{bmatrix}$$

$$Cd = \begin{bmatrix} C_{11} & 0 & C_{21} & 0 & C_{13} & 0 \\ 0 & C_{12} & 0 & C_{22} & 0 & C_{23} \end{bmatrix}$$

$$Dd = \begin{bmatrix} D_{11} & D_{12} & D_{13} \\ D_{22} & D_{22} & D_{23} \end{bmatrix}$$

maka

$$Ad = \begin{bmatrix} 0.8833 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0.8319 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0.9066 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0.7557 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0.8895 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0.9093 \end{bmatrix}$$

$$Bd = \begin{bmatrix} -3.66 \times 10^{-5} & 0 & 0 \\ -4.59 \times 10^{-6} & 0 & 0 \\ 0 & 7.5 \times 10^{-8} & 0 \\ 0 & 2.3 \times 10^{-9} & 0 \\ 0 & 0 & -1.14 \times 10^{-5} \\ 0 & 0 & -2.55 \times 10^{-6} \end{bmatrix}$$

$$Cd = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 1 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 1 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

$$Dd = \begin{bmatrix} 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

### 3.3 Validasi Pemodelan

Validasi pemodelan dilakukan untuk memberikan kepastian terhadap pemodelan sistem yang telah dilakukan. Validasi yang dilakukan terdapat dua jenis. Validasi yang pertama adalah validasi pemodelan proses hasil simulasi pada kondisi *steady state* yang dibandingkan dengan data design. Hasil validasi pada kondisi *steady state* dapat dilihat pada Tabel 3.4-3.5 untuk aliran produk distilat dan *bottom*. Sedangkan untuk aliran lainnya diperjelas pada lampiran.

**Tabel 3. 4** Hasil Validasi pada Aliran Produk Distilat

Properti	Units	Data design	Simulasi	Error
Temperatur	°C	46,61	47,2	1,25%
Tekanan	Barg	4,64	4,6	0,86 %
Laju Aliran Massa	kg/h	10,23	10,101	1,26%
Berat Molekul		57,9	57,86152	0,07%
Density (Liq)	kg/m3	534,3	532,9858	0,25%
Komposisi	mole	0,4639	0,4639	0,00%

**Tabel 3. 5** Hasil Validasi pada Aliran *Bottom*

<b>Properties</b>	<b>Units</b>	<b>Data design</b>	<b>Simulasi</b>	<b>Error</b>
Temperatur	°C	102,98	102,004	0,96%
Tekanan	Barg	4,85	4,9	1,02%
Laju Aliran Massa	kg/hr	3,994	4,112	2,86%
Berat Molekul		76,7	76,330	0,48%
Density (Liq)	kg/m <sup>3</sup>	544,7	544,555	0,03%
Komposisi	Mole	0,001	0,001	0,00%

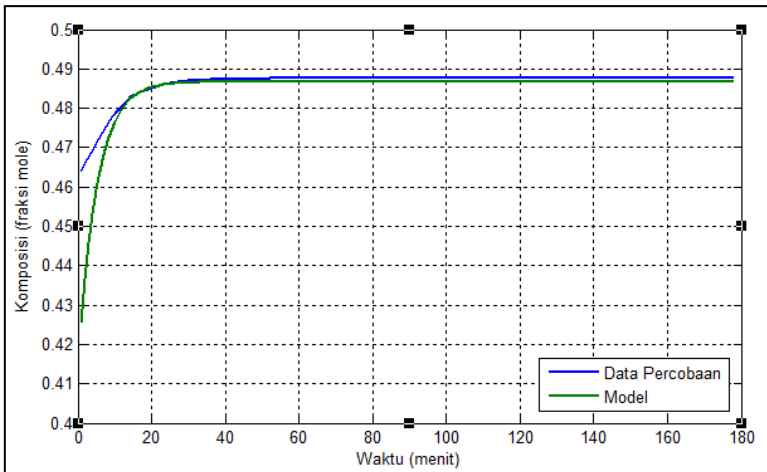
Pemodelan proses hasil simulasi pada kondisi *steady state* untuk aliran pada produk distilat dan aliran pada *bottom* memiliki error yang kecil. Dari hasil tersebut, pemodelan proses yang disimulasikan dapat dikatakan valid atau sesuai dengan data design karena memiliki error dibawah 5%

Validasi kedua dilakukan untuk mengetahui model yang telah diperoleh menggunakan pendekatan FOPDT memberikan model yang mendekati respon asli *plant*. Digunakan RMSE untuk mengetahui keakuratan model yang paling dekat dengan respon asli. Semakin besar nilai RMSE yang didapat, maka semakin buruk model yang dibuat. Pada Gambar 3.4-3.9 terlihat validasi model dari semua fungsi transfer dengan nilai RMSE dari masing-masing fungsi transfer dapat dilihat pada Tabel 3.6. Dari hasil yang didapat model matematis yang diperoleh dari data memberikan respon yang mendekati dengan respon asli *plant*.

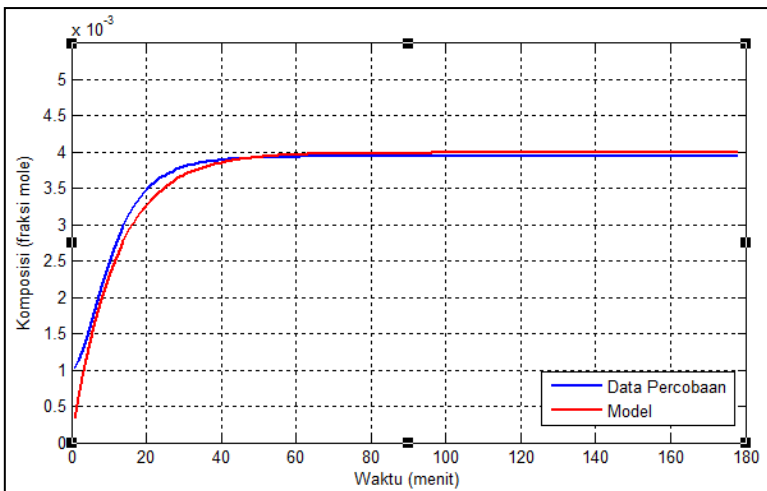
**Tabel 3. 6** Nilai RMSE Untuk Setiap Fungsi Transfer

G11	G12	G21	G22	D11	D12
$3,5 \times 10^{-4}$	$2 \times 10^{-5}$	$1,67 \times 10^{-4}$	$8,5 \times 10^{-8}$	$3,5 \times 10^{-6}$	$1,17 \times 10^{-6}$

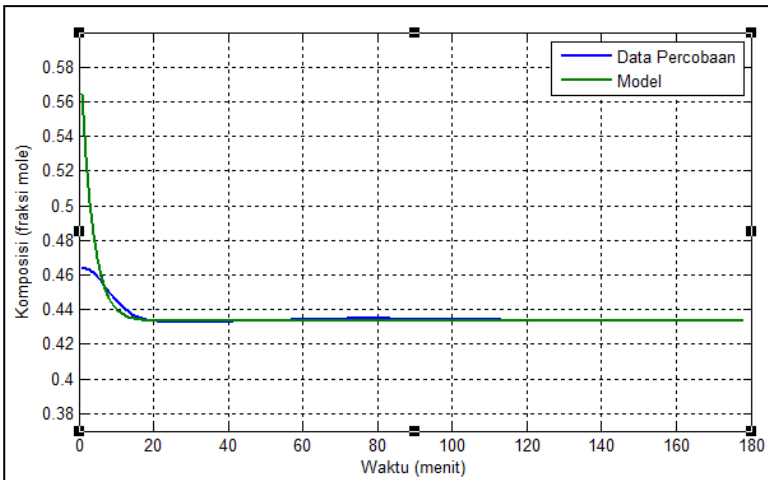




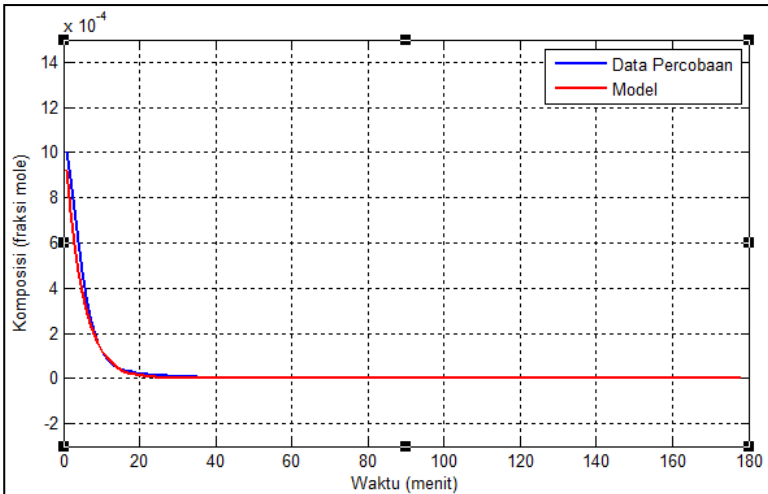
**Gambar 3. 4** Validasi Model Komposisi  $X_D$  Terhadap Perubahan *Input Laju Aliran Reflux*



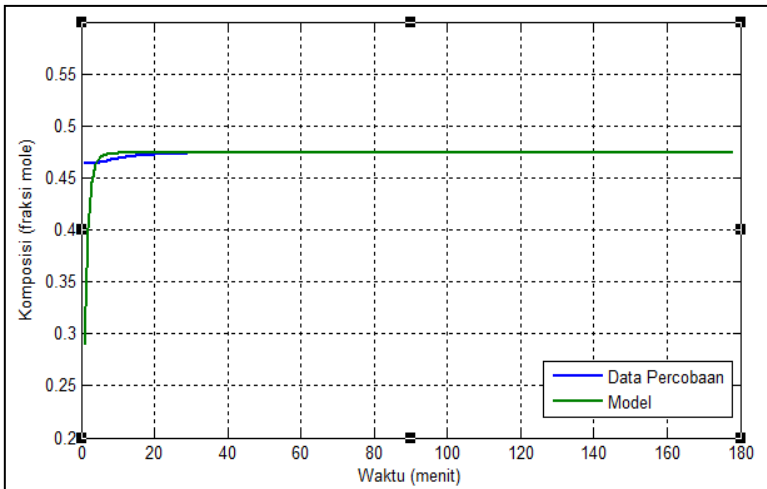
**Gambar 3. 5** Validasi Model Komposisi  $X_B$  Terhadap Perubahan *Input Laju Aliran Reflux*



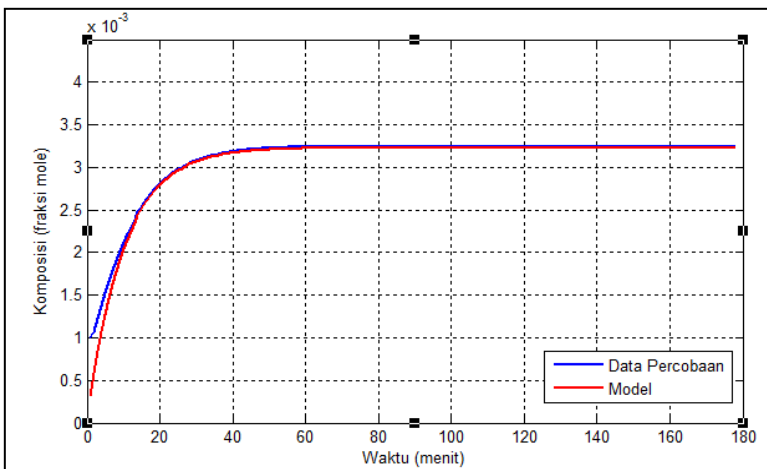
**Gambar 3. 6** Validasi Model Komposisi  $X_D$  Terhadap Perubahan *Input Laju Aliran Panas Reboiler.*



**Gambar 3. 7** Validasi Model Komposisi  $X_B$  Terhadap Perubahan *Input Laju Aliran Panas Reboiler.*



**Gambar 3. 8** Validasi Model Komposisi  $X_D$  Terhadap Perubahan *Input* Laju Aliran Umpan.



**Gambar 3. 9** Validasi Model Komposisi  $X_B$  Terhadap Perubahan *Input* Laju Aliran Umpan.

Garis warna biru merupakan data dari hasil *step* respon sedangkan warna hijau menggambarkan komposisi distilat dan warna merah merupakan komposisi *bottom*. Terlihat bahwa hasil pemodelan proses yang didekati dengan pendekatan FOPDT mampu merepresentasikan proses dari kolom distilasi *debutanizer*. Hal ini dibuktikan nilai RMSE untuk masing-masing fungsi transfer bernilai kecil.

### 3.4 Perancangan EMPC

EMPC dirancang untuk mendapatkan *output* masa depan yang diprediksi berdasarkan model *state space* diskrit dari proses. *Output* tersebut diprediksi sejauh *prediction horizon*. *Prediction horizon* yang digunakan pada tugas akhir ini adalah sejauh 25 langkah dengan perubahan sinyal kontrol atau *control horizon* sebesar 3 langkah dengan bobot *input* sebesar 0,002 dan bobot *output* sebesar 1500. Dengan nilai tersebut maka didapatkan matrik F dengan dimensi 25x4 dengan 25 menyatakan besarnya *prediction horizon* dan 4 menyatakan banyak *state*. Sementara pada matrik Phi akan berdimensi 25x3 dengan 3 menyatakan besarnya control horizon. Dari matrik F dan Phi maka akan didapatkan nilai sinyal kontrol sesuai dengan persamaan 2.36. Matrik F dan Phi merupakan matrik yang merepresentasikan *state* terprediksi dan sinyal kontrol. Sinyal kontrol dihitung dengan mengoptimasi suatu fungsi objektif untuk mendapatkan sinyal kontrol yang optimal. Fungsi objektif yang dirancang mengandung ekonomi seperti pada persamaan 2.37 untuk mengetahui bagaimana dampak ekonomi terhadap perubahan sinyal kontrol. Fungsi objektif tersebut menghasilkan sinyal kontrol optimal berupa variabel manipulasi yaitu laju aliran *reflux* dan laju aliran panas *reboiler* untuk mempertahankan komposisi pada nilai yang sudah ditentukan yaitu 0,4639 untuk komposisi distilat dan 0,001 untuk komposisi bawah. Dengan batasan  $u_{\min} = \begin{bmatrix} 0 \\ 0 \end{bmatrix}$  dan  $u_{\max} = \begin{bmatrix} 12.550 \\ 9.000.000 \end{bmatrix}$ . Fungsi ekonomi yang terkandung di dalam fungsi objektif EMPC berupa

*material cost* kolom distilasi. Variabel-variabel yang digunakan meliputi jumlah aliran produk, jumlah aliran umpan, dan jumlah energi yang digunakan. Aliran produk pada kolom distilasi yaitu banyak distilat sebesar 9.386 kg/h dan *bottom* sebesar 3.909 kg/h yang dihasilkan. Aliran umpan yang berasal dari *bottom depropanizer* yaitu sebesar 13.294 kg/h,  $Q_k$  merupakan energi yang digunakan pada *reboiler* dan *condenser* yaitu 5.150.168,24 kJ/h. Energi yang digunakan pada sistem ini berupa minyak sehingga harga yang digunakan mengacu pada harga standar OPEC pada tanggal 22 April 2016 dengan efisiensi minyak 90%. Harga *butane*, *naphtha*, dan *propane* yang digunakan mengacu pada harga *Saudi Aramco LPG Prices* per januari 2016. Energi yang digunakan pada *condenser* berupa kipas angin sehingga harga yang digunakan mengacu pada harga PLN per 1 April 2016. Tabel harga untuk setiap variabel dapat dilihat pada Tabel 3.7

**Tabel 3. 7** Harga pada setiap variabel

Variabel	Harga
<i>Propane</i>	345 USD/mt
<i>Butane</i>	390 USD/mt
<i>Naphtha</i>	368.25 USD/mt
Listrik (Energi di <i>Condenser</i> )	0,1 USD/kwh
<i>Crude Oil</i> (Energi di <i>Reboiler</i> )	39,78 USD/bbl

### 3.5 Pengujian Performansi Sistem dan Analisa

Uji performansi dilakukan untuk mengetahui kemampuan EMPC dalam mengoptimasi komposisi dan ekonomi. Pengujian penformansi sistem dilakukan dengan memberigangguan terhadap sistem berupa perubahan laju aliran umpan. Pengujian performansi tersebut diterapkan pada sistem dengan EMPC dan pengendali PI dengan struktur *direct*.

Langkah berikutnya adalah dilakukan analisa pada grafik respon sistem yang diperoleh dengan membandingkan nilai parameter kestabilan berupa *settling time*, *maximum overshoot*, dan *errorsteadystate*. Selanjutnya dilakukan perhitungan ekonomi

dengan mempertimbangkan berapa energi yang diperlukan untuk masing-masing sistem yang dikalikan dengan harga energi yang diasumsikan konstan. Dari hasil perhitungan ekonomi tersebut akan diketahui sistem mana yang menghasilkan keuntungan yang lebih besar.

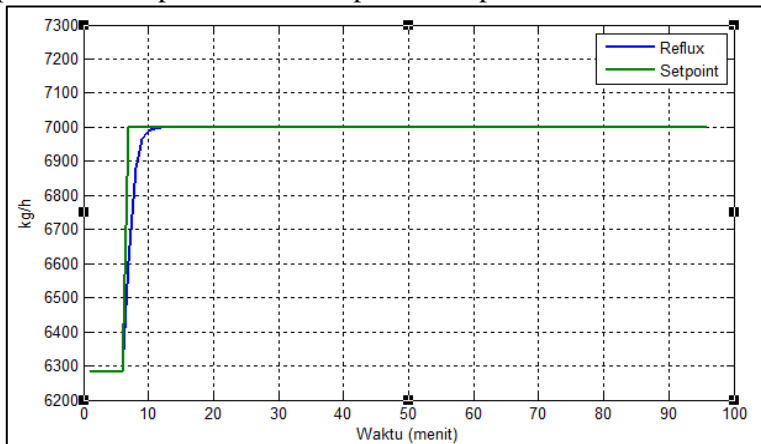
*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Pada bab ini membahas mengenai analisis data dan pembahasan mengenai hasil dari penelitian yang dilakukan. Uji performansi dilakukan bertujuan untuk mengetahui EMPC yang telah dirancang mampu mengoptimasi komposisi dan ekonomi apabila terdapat perubahan laju aliran umpan. Hasil penerapan EMPC dibandingkan dengan struktur pengendali PI dengan struktur *direct*. Parameter yang digunakan untuk menilai performansi sistem pengendalian diantaranya adalah *maximum overshoot*, *settling time*, dan *error steady state*.

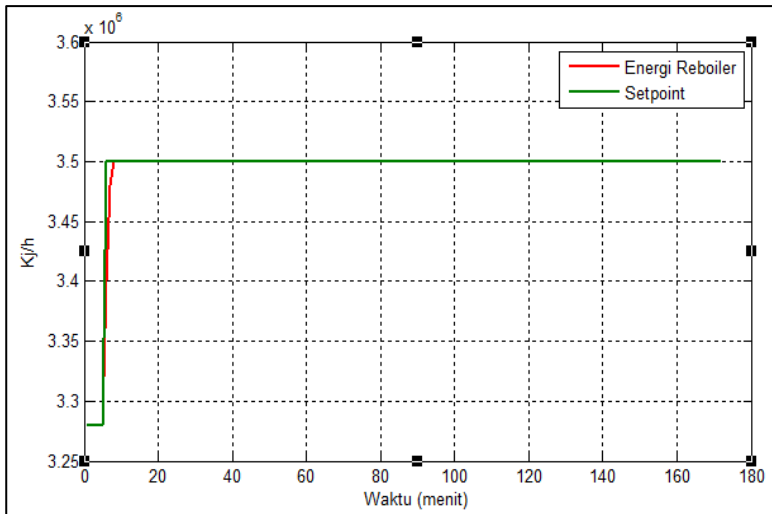
### 1.1 Uji Perubahan *Setpoint* Variabel Manipulasi

Uji ini diberikan untuk memastikan bahwa variabel manipulasi pada pengendali PI mampu menerima perubahan yang akan diberikan oleh EMPC. Perubahan tersebut meliputi kenaikan dan penurunan laju aliran *reflux* serta energi pada *reboiler*. Gambar 4.1-4.4 menunjukkan hasil perubahan yang diberikan pada variabel manipulasi kolom distilasi *debutanizer*. Hasil performansi perubahan setpoint tersebut dapat dilihat pada Tabel 4.1.

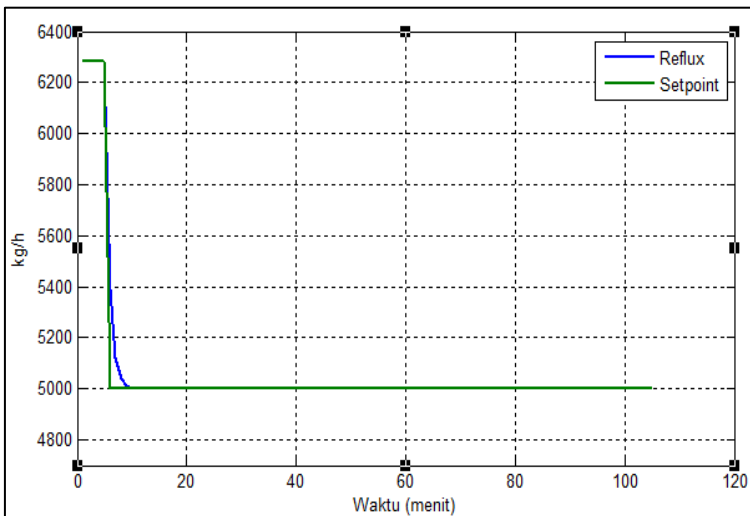


**Gambar 4. 1** Uji Perubahan Kenaikan *Reflux*

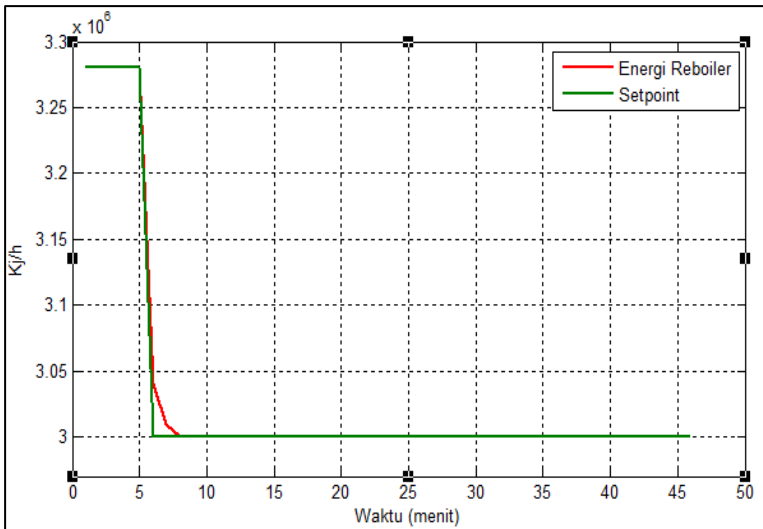




**Gambar 4. 2** Uji Perubahan Kenaikan Energi *Reboiler*



**Gambar 4. 3** Uji Perubahan Penurunan *Reflux*



**Gambar 4. 4** Uji Perubahan Penurunan Energi *Reboiler*

**Tabel 4. 1** Parameter Perubahan pada Variabel Manipulasi

	<i>Reflux</i> naik	Energi <i>Reboiler</i> naik	<i>Reflux</i> Turun	Energi <i>Reboiler</i> Turun
<i>Settling Time</i> (menit)	9,88	7,78	7,44	8,43
Ess (%)	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Maximum</i> <i>Overshoot</i> (%)	0,00	0,00	0,00	0,00

Garis warna hijau menunjukan besar perubahan *setpoint* naik dan turun yang diterapkan pada variabel manipulasi. Warna biru menggambarkan laju aliran *reflux* dan warna merah menunjukkan laju aliran panas pada *reboiler*. Dari gambar dan tabel diatas menunjukkan bahwa pengendali PI mampu menerima perubahan yang akan diberikan oleh EMPC. hal ini terlihat respon yang

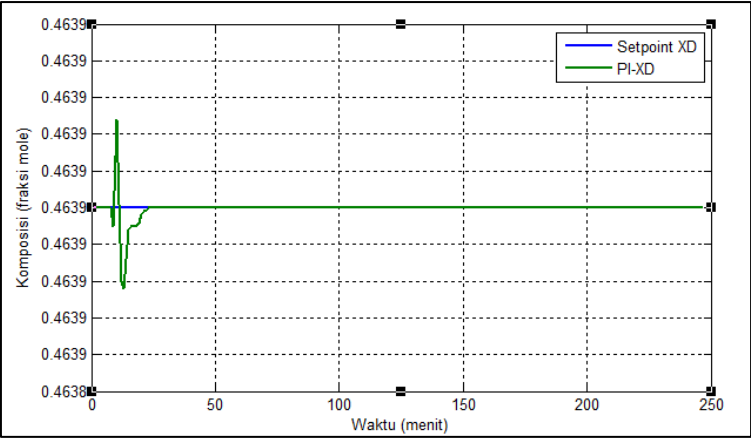
mengikuti perubahan *setpoint* yang diberikan serta nilai *error steady state* yang bernilai 0 serta parameter-parameter lain memiliki nilai yang kecil.

4.2 Uji *Disturbance*

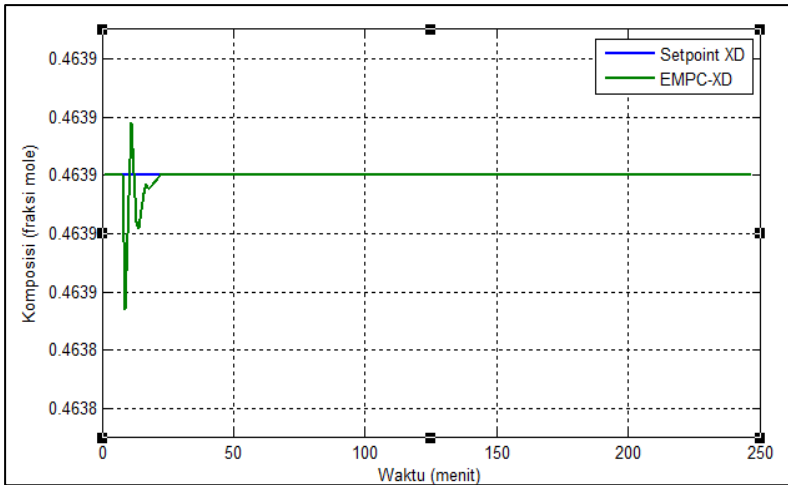
Uji performansi yang selanjutnya diterapkan pada sistem berupa uji *disturbance* dengan mengubah laju lairan umpan naik dan turun sebesar 5% Uji *disturbance* diterapkan pada pengendali PI dan EMPC, untuk melihat performansi pengendali tersebut dalam mempertahankan komposisi serta mengoptimalkan ekonomi apabila terdapat perubahan *disturbance*. Parameter yang digunakan untuk menilai performansi sistem pengendalian diantaranya adalah *maximum overshoot*, *settling time*, dan *error steady state*.

4.2.1 Uji Kenaikan *Disturbance*

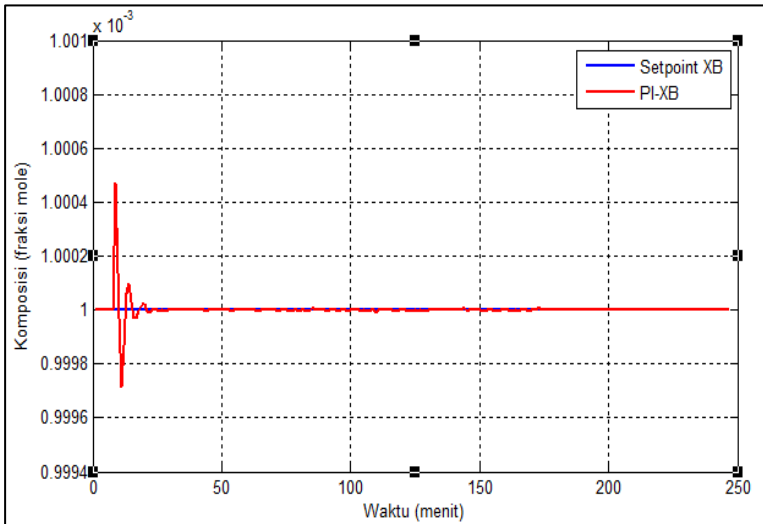
Uji kenaikan *disturbance* yang dilakukan dengan mengubah laju aliran umpan sebesar 5%. Hasil respon perubahan tersebut dapat dilihat pada Gambar 4.5-4.6 untuk komposisi  $X_D$  dan Gambar 4.7-4.8 komposisi  $X_B$ . Performansi sistem akibat kenaikan laju aliran umpan dapat dilihat pada Tabel 4.2.



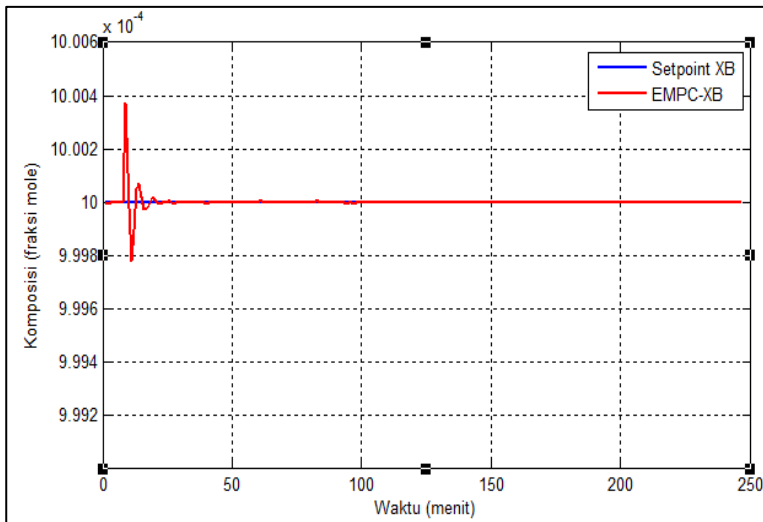
Gambar 4. 5 Respon Komposisi  $X_D$  Hasil Uji Kenaikan *Disturbance* Dengan Pendendali PI



**Gambar 4. 6** Respon Komposisi  $X_D$  Hasil Uji Kenaikan *Disturbance* dengan EMPC



**Gambar 4. 7** Respon Komposisi  $X_B$  Hasil Uji Kenaikan *Disturbance* Dengan Pengendali PI



**Gambar 4. 8** Respon Komposisi  $X_B$  Hasil Uji Kenaikan *Disturbance* dengan EMPC

**Tabel 4. 2** Parameter Hasil Uji Kenaikan *Disturbance*

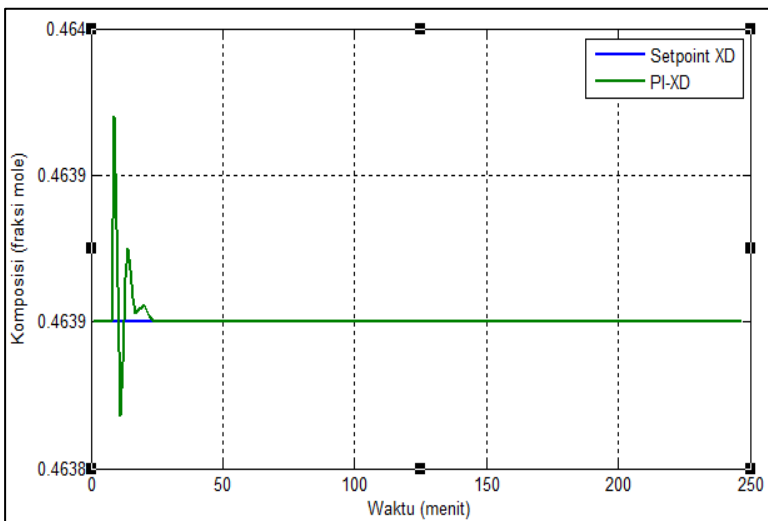
	$X_D$		$X_B$	
	EMPC	PI	EMPC	PI
<i>Settling Time</i> (menit)	21,08	22,52	83,36	173,05
<i>Ess</i> (%)	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Maximum Overshoot</i> (%)	0,0039	0,0052	0,0371	0,047

Grafik dengan warna biru merupakan *setpoint* yang diterapkan pada komposisi  $X_D$  maupun komposisi  $X_B$ . Warna hijau menggambarkan komposisi  $X_D$  dan warna merah merupakan komposisi  $X_B$ . Dari hasil tersebut menunjukkan bahwa EMPC mampu mengoptimasi komposisi pada nilai yang diinginkan apabila terjadi kenaikan *disturbance*. Hal ini dibuktikan dengan

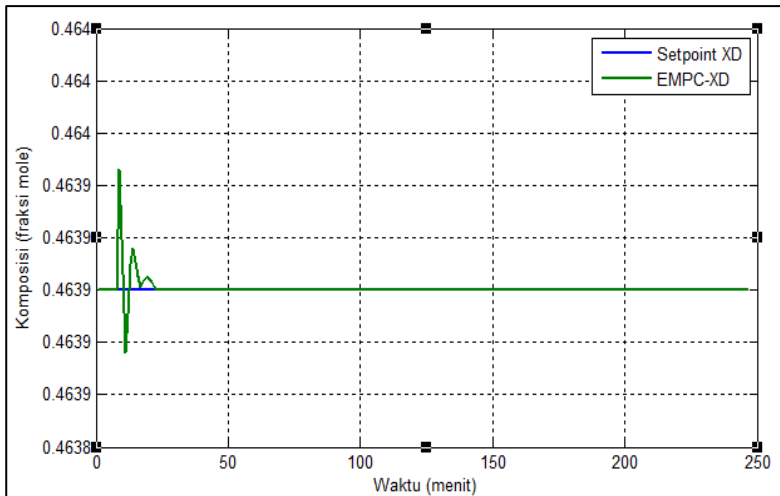
nilai parameter performansinya yang lebih kecil jika dibandingkan dengan pengendali PI dalam mengatasi kenaikan *disturbance*. Semakin kecil nilai parameter tersebut, maka semakin baik performansinya.

#### 4.2.2 Uji Penurunan *Disturbance*

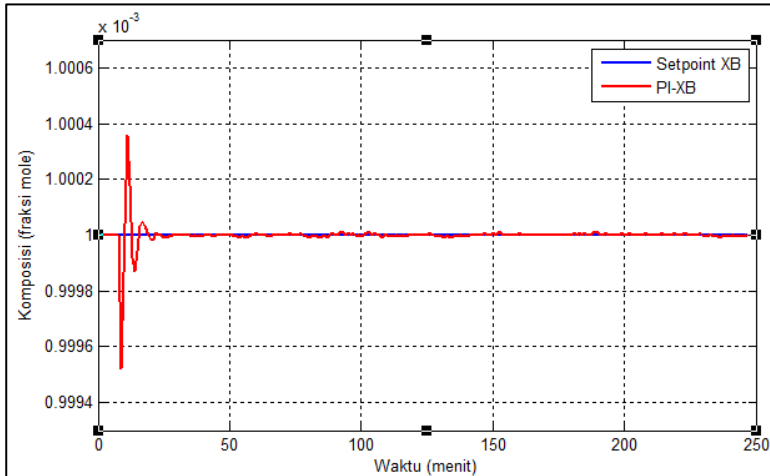
Uji penurunan *disturbance* yang dilakukan dengan mengubah laju aliran umpan sebesar 5% .Hasil respon perubahan tersebut dapat dilihat pada Gambar 4.9-4.10 untuk respon komposisi  $X_D$  dan Gambar 4.11-4.12 respon komposisi  $X_B$ . Performansi sistem akibat penurunan laju aliran umpan dapat dilihat pada Tabel 4.3. Parameter performansi yang diberikan berupa *settling time*, *maximum overshoot*, dan *error steady state*.



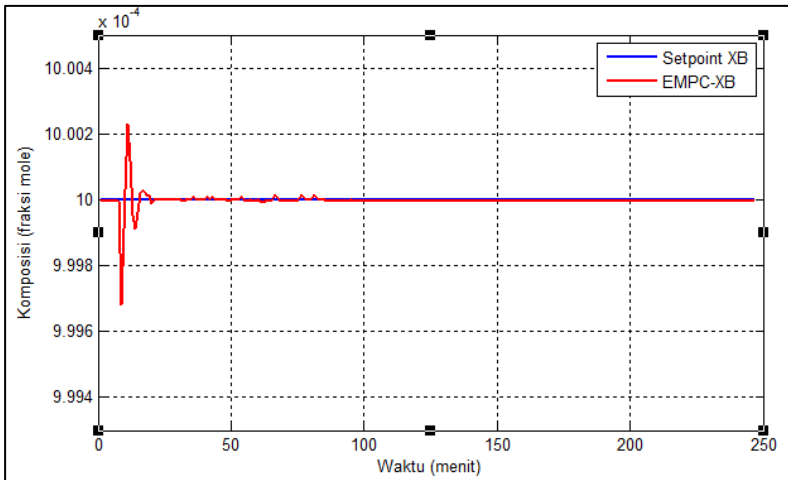
**Gambar 4. 9** Respon Komposisi  $X_D$  Hasil Uji Penurunan *Disturbance* Dengan Pengendali PI



**Gambar 4. 10** Respon Komposisi  $X_D$  Hasil Uji Penurunan *Disturbance* dengan EMPC



**Gambar 4. 11** Respon Komposisi  $X_B$  Hasil Uji Penurunan *Disturbance* Dengan Pengendali PI



**Gambar 4. 12** Respon Komposisi  $X_B$  Hasil Uji Penurunan *Disturbance* dengan EMPC

**Tabel 4. 3** Parameter Hasil Uji Penurunan *Disturbance*

	$X_D$		$X_B$	
	EMPC	PI	EMPC	PI
<i>Settling Time</i> (menit)	22,08	22,6	82,87	229,26
<i>Ess (%)</i>	0,00	0,00	0,00	0,00
<i>Maximum Overshoot (%)</i>	0,0099	0,0151	0,0235	0,0363

Grafik dengan warna biru merupakan *setpoint* yang diterapkan pada komposisi  $X_D$  maupun komposisi  $X_B$ . Warna hijau menggambarkan komposisi  $X_D$  dan warna merah merupakan komposisi  $X_B$ . Dari hasil tersebut menunjukkan bahwa EMPC



mampu mengoptimasi komposisi pada nilai tertentu apabila terjadi penurunan *disturbance*. Hal ini dibuktikan dengan nilai parameter performansinya yang lebih kecil jika dibandingkan dengan pengendali PI. Semakin kecil nilai parameter tersebut, maka semakin baik performansinya.

**Tabel 4. 4** Tabel Perbandingan Energi

	PI	EMPC
<i>Disturbance</i> naik	3.568.059 kJ/h	3.506.729 kJ/h
<i>Disturbance</i> turun	3.030.862 kJ/h	2.904.299 kJ/h

Perbandingan penggunaan energi ketika diberi *disturbance* dapat dilihat pada Tabel 4.4, terlihat bahwa EMPC dapat menghemat energi sebesar 61.330 kJ/h atau 1,72% ketika terjadi kenaikan *disturbance* dan menghemat energi sebesar 126.563 kJ/h atau 4,18% saat terjadi penurunan *disturbance*. Secara ekonomi, EMPC mampu meningkatkan profit sistem dengan meminimalisir penggunaan energi pada kolom distilasi. dengan meminimalisir penggunaan energi tersebut maka biaya operasional yang digunakan akan menjadi lebih sedikit jika dibandingkan dengan pengendali PI. EMPC membutuhkan biaya operasional sebesar 21,42 USD/h sedangkan PI membutuhkan biaya sebesar 21,79 USD/h ketika terjadi kenaikan *disturbance*. Sedangkan pada saat terjadi penurunan *disturbance* EMPC membutuhkan biaya operasional sebesar 17,74 USD/h sedangkan PI membutuhkan biaya sebesar 18,52 USD/h Sehingga biaya yang dapat dihemat oleh EMPC jika dibandingkan PI adalah sebesar 0,37 USD/h ketika terjadi kenaikan laju aliran umpan dan sebesar 0,78 USD/h ketika terjadi penurunan laju aliran umpan

Dari hasil uji perubahan *disturbance* dapat diketahui bahwa EMPC memberikan performansi yang lebih baik jika dibandingkan dengan PI. Hal ini disebabkan EMPC melakukan optimasi agar komposisi tetap pada nilai yang ditentukan meskipun terjadi

perubahan laju aliran umpan. Optimasi yang dilakukan EMPC adalah dengan memberikan perubahan masukan yang optimal dengan meminimalkan *error* antara nilai yang ditentukan dengan keluaran terprediksi. Perubahan masukan tersebut juga dipengaruhi oleh fungsi objektif ekonomi berupa *material cost* yang terdapat pada kolom distilasi yaitu berupa laju aliran umpan, banyak produk, dan energi yang digunakan. Harga pada masing-masing variabel tersebut sangat berpengaruh terhadap sinyal kontrol yang dihasilkan. Sehingga apabila terjadi perubahan harga pada salah satu variabel, EMPC akan mengoptimasinyal kontrol mengikuti perubahan yang terjadi. Perubahan masukan berupa energi pada *reboiler* sangat berpengaruh terhadap profit yang didapatkan. Karena perubahan masukan yang kecil maka penggunaan energinya menjadi lebih sedikit.

Hasil respon EMPC terlihat tidak jauh berbeda dengan pengendali PI. Hal ini dikarenakan perubahan masukan hasil optimasi EMPC diberikan kepada pengendali PI. PI sebagai lapisan *regulatory* akan melaksanakan perintah atau perubahan yang diberikan oleh lapisan *supervisory* dalam hal ini EMPC.

*Halaman ini sengaja dikosongkan*

## LAMPIRAN A

### Hasil validasi data hysys dengan data design untuk masing-masing aliran.

a. Reflux

Properties	Units			
		Data design	Hysys	error
Entering /leaving tray		1	1	
Vapor Fraction		0		
Operating Temperature	°C	46.61	47.19319	1.251208
Operating Pressure	barg	4.64	4.6	0.862069
Mass flowrate (Vap)	kg/hr	-		
Mass flowrate (Liq)	kg/hr	10,230	10,101	1.265231
Molecular Weight (Vap)		-		
Molecular Weight (Liq)		57.9	57.86152	0.066467
Density (Vap)	kg/m3	-		
Density (Liq)	kg/m3	534.3	532.9858	0.245958
Overall Compositions	%-mole	1	1	
Rata-rata error				0.738186

b. Vapour from Reboiler

Properties	Units			
		Data design	Hysys	error

Entering /leaving tray		-	-	-
Vapor Fraction		1	1	1
Operating Temperature	°C	102.98	102.003	0.956
Operating Pressure	barg	4.85	4.9	1.020
Mass flowrate (Vap)	kg/hr	15,150	14,681	3.195
Mass flowrate (Liq)	kg/hr	-		
Molecular Weight (Vap)		73.8	73.138	0.904
Molecular Weight (Liq)		-		
Density (Vap)	kg/m3	16.1	16.187	0.538
Density (Liq)	kg/m3	-		
Overall Compositions	%-mole	1	1	
Rata-rata error				1.3223

c. Liquid from Reboiler

Properties	Units			
		Data design	Hysys	error
Entering /leaving tray		-	-	-
Vapor Fraction		0	0	0
Operating Temperature	°C	102.98	102.004	0.957
Operating Pressure	barg	4.85	4.9	1.020
Mass flowrate (Vap)	kg/hr	-		

Mass flowrate (Liq)	kg/hr	-		
Molecular Weight (Vap)		76.7	76.330	0.485
Molecular Weight (Liq)		-		
Density (Vap)	kg/m3	-		
Density (Liq)	kg/m3	534.3	532.9858	0.246
Overall Compositions	%-mole	1	1	
Rata-rata error				1.070

d. Top Gas

Properties	Units			
		Data design	Hysys	error
Entering /leaving tray		1	1	1
Vapor Fraction		1	1	1
Operating Temperature	°C	49.56	48.95885	1.227864
Operating Pressure	barg	4.64	4.61	0.650759
Mass flowrate (Vap)	kg/hr	19,530	19,283	1.281442
Mass flowrate (Liq)	kg/hr	-		
Molecular Weight (Vap)		57.9	57.86152	0.066511
Molecular Weight (Liq)		-		
Density (Vap)	kg/m3	14.1	13.98623	0.813439
Density (Liq)	kg/m3	-		

Overall Compositions	%-mole	1	1	
Rata-rata error				0.808003

e. To Reboiler

Properties	Units			
		Data design	Hysys	error
Entering /leaving tray		48	48	
Vapor Fraction		0		
Operating Temperature	°C	98.35	96.583	1.829
Operating Pressure	barg	4.85	4.89	0.818
Mass flowrate (Vap)	kg/hr	-		
Mass flowrate (Liq)	kg/hr	19,144	18,793	1.870
Molecular Weight (Vap)		-		
Molecular Weight (Liq)		74.4	73.814	0.797
Density (Vap)	kg/m3	-		
Density (Liq)	kg/m3	541.6	541.915	0.058
Overall Compositions	%-mole	1	1	
Rata-rata error				1.074

f. Liquid Product

Properties	Units			
		Data design	Hysys	error
Entering /leaving tray		Sump		
Vapor Fraction		0	0	
Operating Temperature	°C	102.98	102.004	0.957
Operating Pressure	barg	4.85	4.9	1.020
Mass flowrate (Vap)	kg/hr	-		
Mass flowrate (Liq)	kg/hr	3,994	4,112	2.862
Molecular Weight (Vap)		-		
Molecular Weight (Liq)		76.7	76.330	0.484
Density (Vap)	kg/m3	-		
Density (Liq)	kg/m3	544.7	544.555	0.027
Overall Compositions	%-mole	1	1	
Rata-rata error				1.070002





## **BAB V**

### **KESIMPULAN DAN SARAN**

#### **5.1 Kesimpulan**

Dari eksperimen yang telah dilakukan maka didapatkan hasil sebagai berikut ini :

1. EMPC mampu mengoptimasi komposisi sesuai target yang diinginkanyaitu 0,4639 untuk komposisi  $X_D$  dan 0,001 untuk komposisi  $X_B$ .
2. Penggunaan energi pada debutanizer dapat dihemat sebesar 61.330 kJ/h atau 1,72% ketika terjadi kenaikan *disturbance* dan menghemat energi sebesar 126.563 kJ/h atau 4,18% saat terjadi penurunan *disturbance*.
3. EMPC mampu meningkatkan profit sebesar 0,37 USD/h saat kenaikan *disturbance* dan 0,78 USD/h ketika terjadi penurunan *disturbance*

#### **5.2 Saran**

Dari hasil tugas akhir ini dapat diberikan beberapa saran untuk pengembangan penelitian selanjutnya antara lain :

1. Pengendali PI-adaptif diterapkan pada kolom distilasi
2. Fungsi objektif diubah untuk mengoptimasi jumlah produk pada kolom distilasi
3. Untuk mendapatkan model yang lebih tepat, dilakukan pemodelan dengan model yang lain seperti *neural network*.
4. EMPC diterapkan pada proses atau sistem yang lain.

## DAFTAR PUSTAKA

- Adi, R., & Bani, S. A. (2012). Universitas Indonesia Pengendalian Proses Variabel Jamak Kolom Destilasi Menggunakan Model Predictive Control Pada Unisim R 390 . 1 Skripsi Universitas Indonesia Kolom Destilasi Menggunakan Model Predictive Control Pada Unisim R 390 . 1.
- Aske, E. M. B., Strand, S., & Skogestad, S. (2008). Coordinator MPC for maximizing plant throughput. *Modeling, Identification and Control*, 29(3), 103–115. <http://doi.org/10.4173/mic.2008.3.3>
- Bagheri, P., & Sedigh, A. K. (2015). Robust tuning of dynamic matrix controllers for first order plus dead time models. *Applied Mathematical Modelling*, 39(22), 7017–7031. <http://doi.org/10.1016/j.apm.2015.02.035>
- Biyanto, T. R. (n.d.). KONTROL PREDIKTIF BERBASIS JARINGAN SYARAF TIRUAN, 1–10.
- Biyanto, T. R. (2008). for Aldehyde Column Energy Saving, 18(4), 123–129.
- Boum, A. T., & Corriou, J. P. (2013). Observer based and Quadratic dynamic matrix control of a fluid catalytic cracking unit : A comparison study, 80(3), 1–8.
- Cayero, J., Salazar, J. C., & Rotondo, D. (2014). Control of a Quadruple Tank Process using a Mixed Economic and Standard MPC, 3–5.
- Centre, I. C. (2000). Industrial Application of Model Based Predictive Control as a Supervisory System, (June), 3763–3767.
- Det, M. A. O. E., & Far, S. (2011). TPG4140 NATURAL GAS Fractionation of Natural Gas Liquids to produce LPG Submitted To.
- Eds, J. F. W., Sáez, D., Cipriano, A., Ordys, A. W., Xiros, N., Garcés, F., ... Eidson, J. (2011). *Advances in Industrial Control. Media*. <http://doi.org/10.1007/978-1-4471-4399-4>
- Ellis, M., Durand, H., & Christofides, P. D. (2014). A tutorial review of economic model predictive control methods.

- Journal of Process Control*, 24(8), 1156–1178.  
<http://doi.org/10.1016/j.jprocont.2014.03.010>
- Manimaran, M., Arumugam, A., Balasubramanian, G., & Ramkumar, K. (2013). Optimization and composition control of distillation column using MPC. *International Journal of Engineering and Technology*, 5(2), 1224–1230.
- Marlin, T. 2000. *Process Control: Designing Processes and Control System for Dynamic Performance 2nd Edition*. New York: McGraw-Hill.
- Ogata, K. (2002). Transient And Steady State Response Analyses. In K. Ogata, *Modern Control Engineering (4th Edition)* (p. 230). St Paul, Minnesota: Aeeizh.
- Perdana, Y., Ekawati, E., Hadisupadmo, S., & Riset, D. (2010). Studi Perancangan Kontrol Prediktif pada Kolom Distilasi Di Crude Distillation Unit PT Pertamina UP VI Balongan Abstrak Pendahuluan Proses distilasi adalah suatu proses pemisahan fraksi minyak bumi berdasarkan titik didihnya , di Dasar Teori, 2(2), 31–40.
- Rawlings, J. B., Angeli, D., & Bates, C. N. (2012). Fundamentals of economic model predictive control. *Proceedings of 51st IEEE Conference on Decision and Control (CDC)*, 3851–3861. <http://doi.org/10.1109/CDC.2012.6425822>
- Seborg, D. E., Edgar, T. F., & Mellichamp, D. a. (2011). Model Predictive Control. *Process Dynamics and Control*, 414–438.

## BIODATA PENULIS



Nama lengkap penulis Zakia Puspa Ramdhani yang dilahirkan di kota Surabaya Jawa Timur pada tanggal 17 Maret 1993. Pada tahun 2005, penulis menyelesaikan pendidikan tingkat dasar di Sekolah Dasar Negeri Tembok Dukuh 1 Surabaya. Pada tahun 2008 penulis menyelesaikan pendidikan tingkat menengah pertama di SMPN 1 Surabaya. Tahun 2011 penulis menyelesaikan pendidikan tingkat menengah atas di SMAN 6 Surabaya. Dan pada tahun 2016 ini, penulis mampu menyelesaikan gelar sarjana teknik di Jurusan Teknik Fisika Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Penulis berhasil menyelesaikan Tugas Akhir dengan judul **“OPTIMASI EKONOMI DAN KOMPOSISI PRODUK PADA DEBUTANIZER MENGGUNAKAN *ECONOMIC MODEL PREDICTIVE CONTROL (EMPC)*”**. Selama perkuliahan penulis pernah menjadi staff Hubungan Luar HMTF-ITS 2013/2014 dan sebagai Kepala Departemen *External Affairs* HMTF-ITS 2014/2015. Bagi pembaca yang memiliki kritik, saran, atau ingin berdiskusi lebih lanjut mengenai Tugas Akhir ini maka dapat menghubungi penulis melalui email [zakiapuspa24@gmail.com](mailto:zakiapuspa24@gmail.com).